



TITLE:

嫌気性消化プロセスの効率化による 汚泥処理システムの最適化に関 する研究(Dissertation_全文)

AUTHOR(S):

松永, 一成

CITATION:

松永, 一成. 嫌気性消化プロセスの効率化による汚泥処理システムの最適化に関する研究. 京都大学, 1987, 工学博士

ISSUE DATE:

1987-05-23

URL:

<https://doi.org/10.14989/doctor.r6250>

RIGHT:

嫌気性消化プロセスの効率化による
汚泥処理システムの最適化に関する研究

松 永 一 成

「嫌気性消化プロセスの効率化による汚泥処理システムの最適化に関する研究」

目 次

緒 論	1
第 1 編 大阪市における汚泥処理の現状	3
緒言	3
第 1 章 濃縮	4
第 1 節 濃縮槽の設置状況	4
第 2 節 濃縮槽の運転管理状況	6
第 2 章 嫌気性消化	10
第 1 節 消化槽の設置状況	10
第 2 節 消化槽の運転管理状況	12
第 3 章 脱水	15
第 1 節 脱水機の設置状況	15
第 2 節 脱水機の運転管理状況	18
第 4 章 焼却	20
第 1 節 焼却炉の設置状況	20
第 2 節 焼却炉の運転管理状況	21
結言	26
参考文献	28

第2編 汚泥処理の機能解析に関する検討	29
緒言	29
第1章 濃縮	31
第1節 投入汚泥濃度	31
第2節 有機物含有率(VTS)	32
第3節 水温	33
第4節 固形物負荷(SL)	34
第5節 汚泥滞留時間(SRT)	35
第6節 多変量解析	35
参考文献	37
第2章 嫌気性消化	38
第1節 消化日数	38
第2節 有機物含有率	40
第3節 有機物負荷	41
第4節 多変量解析	42
第5節 臭気の抑制	43
第6節 考察	44
参考文献	49
第3章 脱水	50
第1節 脱水特性	50
第2節 消費電力	53
第3節 脱水用薬品	53
第4節 脱水ケーキの臭気	55
第5節 脱水機の処理能力について	56
第6節 脱水の評価法の一考察	57
第4章 焼却	61
第1節 補助燃料算定簡易式	61
第2節 省エネルギー	62
第3節 焼却の評価法の一考察	64
参考文献	65
結言	66

第3編 嫌気性消化プロセスの効率化に関する研究	68
緒言	68
第1章 汚泥濃縮に関する実験的検討	69
第1節 重力濃縮実験	69
1 実験方法	69
(1) 回分実験	69
1) 汚泥浮上防止実験	69
2) 希釈による濃縮改善実験	69
(2) パイロットプラントによる連続運転実験	69
2 実験結果	70
(1) 回分実験結果	70
1) 汚泥浮上防止実験	70
2) 希釈による濃縮改善実験	71
(2) パイロットプラントによる連続運転実験結果	72
1) 投入汚泥濃度	73
2) 固形物負荷	73
3) 汚泥界面	73
4) 汚泥滞留時間	74
3 考察	75
第2節 遠心濃縮実験	79
1 実験方法	80
2 実験結果	81
(1) 実験A	81
(2) 実験B	84
(3) 実験C	86
3 考察	89
第3節 加圧浮上濃縮実験	91
1 実験方法	91
2 実験結果	92
(1) 固形物負荷	93
(2) 気固比 (A/S 比)	93
(3) 分離水SSとSS回収率	93
(4) 混合方式による加圧浮上濃縮特性の比較	93
1) 減圧後混合方式	93
2) エゼクター混合方式	95

3) 全量加圧方式	95
(5) 初沈汚泥と余剰汚泥との混合比率と濃縮効果	96
1) 混入率	96
2) 固形物負荷	96
3) 分離液SSとSS回収率	96
4) 減圧後混合と加圧下混合との比較	97
3 考察	99
第4節 要約	100
参考文献	102
第2章 嫌気性消化に関する基礎的研究	103
第1節 影響因子に関する基礎的検討（回分式実験）	103
1 実験方法	103
2 実験結果および考察	104
(1) 処理場汚泥の性状と消化効率	104
(2) 沈殿池汚泥と余剰汚泥の比較	109
第2節 影響因子に関する基礎的検討（連続式実験）	112
1 実験方法	112
2 実験結果および考察	112
(1) 消化日数	112
(2) 消化温度	115
(3) 攪拌条件	117
第3節 高濃度消化に関する基礎的実験	119
1 実験方法	119
2 実験結果および考察	119
(1) 消化効率の検討	119
(2) 消化汚泥の性状	122
第4節 要約	125
参考文献	127

第3章 嫌気性消化の効率化に関する実証実験	129
第1節 高濃度消化実験	130
1 実験方法	130
2 実験結果および考察	131
(1) 汚泥濃度および有機物含有率の変動	131
(2) 槽内水質指標	131
(3) 有機物減少率	133
(4) ガス発生状況	133
第2節 トレーサー実験	134
1 予備実験	134
2 解析モデル	136
3 実験方法	137
4 滞留時間分布曲線の決定	139
5 実験結果	140
(1) 津守処理場	140
(2) 住之江処理場	141
(3) 放出处理場	143
6 考察	145
第3節 消化汚泥の沈降濃縮実験	150
1 実験方法	150
2 実験結果および考察	151
(1) 消化汚泥沈降濃縮実験	151
(2) 希釈沈降濃縮実験	152
第4節 消化汚泥の脱水実験	155
1 実験方法	155
2 実験結果および考察	156
(1) 真空脱水（リーフテスト）	156
(2) 遠心脱水	159
(3) ベルトプレス脱水	160

第 5 節	高濃度消化法の設計課題の検討	161
1	消化日数、有機物負荷	161
2	必要攪拌強度および攪拌方法	164
3	2 次槽の必要性	165
4	洗浄槽の必要性	165
第 6 節	消化槽からの放散熱損失量に関する一考察	166
1	放散熱損失量削減の意味	166
2	放散熱損失量削減効果の検討Ⅰ	167
3	放散熱損失量削減効果の検討Ⅱ	170
4	運転実績より求めた放散熱量	177
第 7 節	要約	179
参考文献		181
結言		182

第4編 汚泥処理システム評価	184
緒言	184
第1章 比較対象システム	185
第1節 比較対象システムの選定	185
第2節 評価解析手順	186
第3節 設計条件	188
第2章 処理システムの費用算定方法	190
第1節 建設費	190
第2節 起債利子	190
第3節 減価償却費	191
第4節 現場管理費	191
第3章 システムの評価因子の算定結果と考察	195
第1節 建設費	195
第2節 電力使用量	195
第3節 薬品費	198
第4節 オイル使用量	198
第5節 管理人件費	200
第6節 現場管理費	200
第7節 処理原価	204
第4章 最適システムの考察	206
第1節 所要面積	206
第2節 臭気	208
第3節 総エネルギー消費量	209
第4節 最適システムの総合評価	213
第5節 汚泥性状のシステム評価因子に与える影響	218
結言	223
参考文献	225
結 論	226
謝 辞	228

緒論

大阪市はコレラの大流行を契機に明治27年に本格的な下水道事業に着手して以来、常、市政の重点施策としてその整備に取り組んできた。諸先輩の並々ならぬ努力と市民の理解と協力のもとに、ほぼ全市域に下水道が普及でき、昭和59年度末で管渠延長は約4,230km、処理能力は2,823,000 m^3 /日となった。

下水処理場は計画された12カ所の全てが活性汚泥法で運転されており、その汚泥は9処理場で主に重力濃縮・嫌気性消化・洗浄・真空脱水と重力濃縮・遠心脱水の2方式により処理されている。

現在の発生ケーキ量は約900 ton/日(含水率74~83%)で、このうち、約85%は3カ所の処理場に設置されている立型多段炉で焼却されている。また、残り15%は埋立地の作業性を考慮して、セメント固化し、焼却灰、都市ゴミおよび建設残土などとともに大阪湾内の一角に確保された北港処分地に埋立処分されている。今後は焼却炉の増設で、全量焼却を達成する計画である。

その限られた処分地を有効に利用するために、処分汚泥の減量を図ることが極めて重要であり、発生汚泥量の少ない下水処理方式の開発や汚泥の有効利用を図るなど、処理技術の開発も必要である。

汚泥濃縮プロセスは汚泥処理の第一段階であり、その濃縮効果は後に続く消化、脱水および焼却の処理効果に影響する重要な位置を占めるものである。大阪市では濃縮槽への投入汚泥中の有機物含有率が流入下水成分の変化等により年々増加し、汚泥の沈降濃縮性も悪化している。この結果、その抜取汚泥濃度は年々減少し、濃縮槽分離液による返流固形物負荷は、全場内返流水負荷量の80%近くにも達している。

嫌気性消化法は、現在、全国の処理場の約40%¹⁾で採用されているが、大阪市では、昭和35年に中浜(東)処理場に初めて消化槽を設けて以来、汚泥処理の中心的役割の一つをなす重要なプロセスであり、汚泥中の有機物量の減量・安定化ならびに消化ガスの有効利用に大きく貢献してきた。

しかしながら、現在、大阪市の嫌気性消化プロセスにおいて、上述のような重力濃縮汚泥濃度の低下に伴う消化槽投入汚泥量の増大により、加温エネルギーの増大や消化日数の不足による有機物減少率の低下をきたすなどの問題が生じている。

さらに、その結果、洗浄槽で汚泥が浮上したり、抜取汚泥濃度が低下するなどにより、脱水効率が悪化すると共に、消化槽分離液及び洗浄槽分離液負荷も多くなって、場内返流水負荷の増大をもたらしている。

このように、汚泥濃度の低下が、汚泥処理のみでなく水処理にも重大な影響を与えている。

これらの諸問題を解決するため、大阪市は長年、余剰汚泥を機械濃縮により5%前後にまで濃縮して消化槽に投入し、効率よく嫌気性消化を行わせる研究を続けてきており、この方法をここでは高濃度消化法と名付け、便宜上従来法と区別することとする。

高濃度消化の利点はガス発生倍率の増大による加温エネルギー量の節減が図れ、従って、ガス発電の導入により消費電力の節減が可能となり、また、消化汚泥が高濃度であるため、2次槽での固液分離も不必要となり、さらに、洗浄により、より高い汚泥濃度が得られることもないため、高分子凝集剤を用いる場合は、汚泥洗浄を省いて高濃度のまま直接脱水もでき、かつ、場内返流水負荷の軽減も図れることなどが考えられる。

本研究は、前述のような諸問題を打開し、最も効率的な汚泥処理プロセスを見出すために、現状を把握すべく汚泥処理単位操作の処理効率に関する影響因子を明らかにするとともに、濃縮・消化プロセスを中心に、改善策模索のため種々の調査・研究を実験室規模および実施設で実施し、得られたユニットごとの情報をもとに、高濃度嫌気性消化法を組み込んだ汚泥処理システムについて、総合的な評価を行ったものである。

第1編では、大阪市の下水汚泥処理施設の設置および運転管理状況について述べ、第2編では、汚泥処理単位操作の処理効果に及ぼす影響因子について統計的解析を行ない、汚泥処理施設の設計および効率的な維持管理の一つの手がかりを得るとともに、大阪市での汚泥処理の問題点を明らかにした。

第3編では、まず、重力濃縮の評価を維持管理面から検討するとともに、その濃縮限界を明らかにし、より濃度の高い濃縮汚泥を得る効率的な機械濃縮方法について評価した。また、嫌気性消化の室内基礎実験と3,000 m^3 の実規模消化槽を用いた高濃度消化法の実証実験を行い、高濃度消化法の消化効率、消化汚泥の沈降濃縮性ならびに脱水特性等から、高濃度消化の導入に必要な設計・維持管理指針の検討を行なった。

第4編では、大阪市の汚泥処理の実態を勘案し、高濃度嫌気性消化の実規模実証実験等の結果を用いて濃縮・消化・脱水・焼却・埋立処分まで含めた汚泥処理全体をシステム解析し、将来の汚泥性状も推定して、高濃度消化法を組込んだ汚泥処理システムを評価した。

参考文献

- 1) 日本下水道協会 「昭和58年度版下水道統計」

第1編 大阪市における汚泥処理の現状

緒言

近年、下水道整備の進展および食生活の変化などにより発生汚泥中の有機物含有率が高くなり、その結果、汚泥の沈降濃縮性が悪化し、濃縮汚泥量の増大から処理施設は見かけ上、処理能力不足になっていることが多い。

昭和40年代前半の大阪市の濃縮槽抜取汚泥は、4～5%の濃度であったが、現在では2.4%前後と当時の約半分程度にしか濃縮できていない。また、流入下水量は計画値よりも下廻っているにもかかわらず、この沈降濃縮性の悪化のため、多量の固形物が濃縮槽分離液として流出し、これが場内返流水となり、水処理施設に大きな負荷をかけるという悪循環を起こしている。

大阪市は、昭和30年代に入って、戦後初めて本格的な処理場を建設し始めた。そして、当初は病原性細菌の死滅、有機物の安定化等のため、汚泥処理プロセスの一つとして嫌気性消化プロセスを採用した。その後、最終処分量の減容化と有機物の無機化による安定化のため焼却炉を設けるようになったが、汚泥中の有機物はできるだけ保持し、カロリーの高い汚泥を焼却した方が焼却炉用補助燃料が節減でき、経済的であると考え、生汚泥脱水方式に変更した。このような中で、オイルショックならびに、作業環境問題が重視されるなどの要因により、消化槽は昭和50年前後から再び増設され始めた。前述のごとく、汚泥の沈降濃縮性の悪化による消化槽投入汚泥量の増大が、汚泥処理施設ならびに水処理施設にまで広く問題を投じるようになったため、投入汚泥濃度を少しでも高くして増設容量をできるだけ少なくすることが、建設費はもとより加温エネルギーの節減など、維持管理上有利であると判断し、汚泥処理プロセスの改善に資するべく、大阪市の汚泥処理施設の設置および運転管理状況について調査を行った。

第1章 濃縮

第1節 濃縮槽の設置状況

大阪市の濃縮槽は、表1-1に示すとおり、計画発生汚泥量を基礎に各汚泥処理施設からの返流固形物負荷も考慮した施設計画汚泥量を基にして、固形物負荷 $70\text{ kg}/\text{m}^2\text{日}$ で設計し、抜取汚泥濃度は3%、回収率は90%としている。現在、各処理場に設置されている濃縮槽は、表1-2に示すとおり直径16～18m、有効水深3.5～4.5mの施設が中心で、最近では直径26m、容量約 $2400\text{ m}^3/\text{槽}$ の大容量濃縮槽も一部建設されて稼働している。

表1-1 濃縮槽設計基準

項目	大 阪 市	下水道施設設計指針 と解説(1984年)
固形物負荷	$70\text{ kg}/\text{m}^2\text{日}$	$60\sim90\text{ kg}/\text{m}^2\text{日}$
有効水深	4.0 m	4.0 m
底部勾配	25/100以上	かき寄せ機(有) 5/100以上 かき寄せ機(無) 60度以上(ホッパー式)
抜取汚泥濃度	初沈汚泥 $40,000\text{ mg}/\ell$ 余剰汚泥 $15,000\text{ mg}/\ell$ 混合汚泥 $30,000\text{ mg}/\ell$	—————
回収率	90%	80～90%

- 備考 1) 投入固形物量は、両基準とも計画発生汚泥量に、各汚泥施設からの返流固形物負荷を考慮して算定する。
- 2) 大阪市では濃縮槽の入口で、し渣除去と除砂を実施している。
- 3) $70\text{ kg}/\text{m}^2\text{日}$ は、Keefer, 「Thickening of Raw Sludge」W&SW (1960)を参考にした。
- 4) 混合汚泥濃度は、昭和53年度に改訂する前は4%であった。

表 1-2 濃縮槽の設置状況

処理場 (処理能力)	施設能力と形状寸法			汚泥界面及び *5 濃度管理方法
	(m) 直径×有効水深×槽数	水面積(m ²)	容量(m ³)	
津 守 ^{*1} (363,000 m ³ /日)	∅ 1 7.5 × 3.5 × 2	481	1,682	b, d
	∅ 2 6.0 × 4.5 × 2	1,061	4,780	a
海 老 江 (326,000 m ³ /日)	∅ 1 6.0 × 4.5 × 2	402	1,800	なし
	∅ 1 7.0 × 3.5 × 2	454	1,588	
中 浜 (288,000 m ³ /日)	∅ 1 7.0 × 3.5 × 3	681	2,382	b
				a
市 岡 (120,000 m ³ /日)	∅ 1 3.0 × 3.5 × 2	265	929	なし
住 之 江 (220,000 m ³ /日)	∅ 1 5.0 × 3.5 × 4	707	2,473	b
				a
放 出 ^{*2*3} (154,000 m ³ /日)	∅ 1 7.5 × 3.5 × 2	481	1,680	c
	∅ 1 7.5 × 4.0 × 4	962	3,847	a
大 野 ^{*4} (280,000 m ³ /日)	∅ 1 7.5 × 4.0 × 4	962	3,847	なし
	∅ 1 7.0 × 3.5 × 2	454	1,588	a
此 花 (168,000 m ³ /日)	∅ 1 0.0 × 3.0 × 1	79	237	b
	∅ 1 5.0 × 4.0 × 3	530	2,120	a
平 野 ^{*2} (323,000 m ³ /日)	∅ 1 8.0 × 4.0 × 2	509	2,032	b
	∅ 1 7.0 × 3.5 × 2	454	1,588	a
備考 *1 千島(処理能力 79,000 m ³ /日)より受泥あり *2 隣接都市よりの下水処理分も含む *3 今福(処理能力 320,000 m ³ /日)より受泥あり *4 十八条(処理能力 182,000 m ³ /日)より受泥あり *5 a=濃度計、b=ゾーンメータ、c=引抜パイプ、d=界面計				

第 2 節 濃縮槽の運転管理状況

各処理場の運転管理状況は表 1-3 に示したとおり、処理場によって大幅に変動しているが、平均的な運転結果は固形物負荷 $7.4 \text{ kg/m}^2\text{日}$ 、水理学的滞留時間 10 時間の運転条件に対して、抜取汚泥濃度 2.4%、分離液 SS 2900 mg/l 、回収率 70% となっている。

昭和 59 年度の場内返流水負荷の発生源別内訳と流入固形物に対する割合を表 1-4 に示した。発生源別では、濃縮槽分離液が約 80% 近くを占め、それに洗浄槽分離液を加えると約 94% となり、場内返流固形物負荷はほとんどこの 2 カ所から発生している。また、流入固形物負荷量に対する割合は大阪市平均で約 130% と高く、特に住之江処理場は約 360% と非常に高い。

大阪市の濃縮槽の設計においては各汚泥処理施設での固形物回収率を定め、物質収支より返流負荷量を求めているが、それは計画流入固形物量の約 12~38%、平均 25% となっている。濃縮槽への実固形物負荷 ($\text{kg/m}^2\text{日}$) と設計固形物負荷 ($70 \text{ kg/m}^2\text{日}$) との比を実負荷率として求めて表 1-3 に併記した。それによると、住之江処理場以外の処理場はほぼ設計値に近いが、それ以下の負荷状況である。住之江処理場では全般的に汚泥処理施設の能力不足と汚泥性状の悪化などにより実負荷率は約 330% と非常に高くなっている。

一方、濃縮槽での固形物の回収率は表 1-3 に示したように平均 70% で、設計基準の 90% を 20% も下回っている。大野、放出および市岡などの処理場の負荷は設計値よりも低いにもかかわらず回収率は悪い。これは主に、汚泥の沈降濃縮性の悪化によるものと考えられる。

濃縮槽への投入および抜取方法は最初沈殿池汚泥と余剰汚泥を別々に抜取って直接投入している処理場と、余剰汚泥を最初沈殿池へ返送して混合汚泥として投入している処理場があり、各汚泥の投入はほぼ連続的に行われているのに対して、濃縮槽からの抜取りは 1~3 時間ごとに 5~10 分抜取る方式の間欠運転を行っている処理場がほとんどである。また、投入汚泥濃度や固形物負荷が比較的適正に管理されている一部の処理場において、高い抜取汚泥濃度および回収率が得られているところもあるが、全体的には抜取汚泥濃度や回収率の低下等にみられるように、必ずしも良好な運転管理が行われていないのが現状である。

これらの原因については汚泥処理施設の能力不足等種々考えられるが、図 1-1 に示した濃縮槽抜取汚泥性状の経年変化にみられるごとく過去約 10 年間に汚泥の有機物含有率が 53.2% から 66.9% と約 14% 増加したのに伴って、抜取汚泥濃度が 3.9% から 2.4% と約 1.5% も減少していることからうかがえるように、有機物含有率の増加が主な原因ではないかと考えられる。この傾向は他都市においても指摘されている。^{1), 2), 3)}

表 1-3 濃縮槽の運転管理状況と処理成績

(昭和 59 年度)

処理場	項目	濃縮槽への投入状況		引抜方法	投 入 汚 泥			抜 取 汚 泥			分 離 液 SS (mg/ℓ)	* DT (hr)	回 収 率 (%)	SL (kg/m^2)	** 実負荷率 (%)
		上段：初沈汚泥 下段：余剰汚泥	受 送 泥		量 ($\text{m}^3/\text{日}$)	初沈汚泥 SS (mg/ℓ)	余剰汚泥 SS (mg/ℓ)	量 ($\text{m}^3/\text{日}$)	SS (mg/ℓ)	VSS (%)					
津 守	第 1 槽	パッチ (24 回/日)	千島 (如) より受泥	パッチ	6567	10300	4200	481	24000	77	3600	6.3	28	82	117
	第 2 槽 (千島含む)	連続	初沈パッチ (24 回/日) 余剰連続 貯留槽から送泥	(24 回/日)	10897	10400	3300	2141	20500	76	2000	11	73	61	87
海 老 江	第 1 槽 (No.1)	(福島側)		パッチ	1940	7600		807	16800	66	1200	11	94	75	107
	第 1 槽 (No.2)	連続		(12 回/日)	4544		3700	816	16200	73	500	4.8	91	86	123
	第 2 槽 (No.1)	(此花園)		パッチ	3411	7500		478	30500	66	2700	5.7	78	111	156
	第 2 槽 (No.2)	パッチ (8 回/日) パッチ (12 回/日)		(12 回/日)	1784		4800	672	14300	73	100	11	99	37	53
中 浜	第 1 槽	パッチ (5 回/日)		パッチ	7873	8500	5100		19000	67	3900	7.2	65	84	120
	第 2 槽	パッチ (4 回/日) パッチ (24 回/日)		(24 回/日)		19300	1000		22000	73	9500	8.0	97	140	
市 岡	第 1 槽	パッチ		パッチ	1558	16400	5300	222	28700	66	5300	15	54	51	73
	第 2 槽	パッチ (12 回/日) パッチ (12 回/日)		(8 回/日)	15062	16100	5300	1149	25900	64	5700	3.3	23	234	334
住 之 江	第 1 槽	パッチ	今福 (如) より受泥	パッチ	10037	17400	4300		21400	62	2600	14	70	40	57
	第 2 槽	パッチ (16 回/日) パッチ (24 回/日)	初沈：連続引抜きで 送泥 余剰：パッチ (1 回/日) で予備曝気槽へ	(24 回/日)		26400	11300		23800	69	5200	21	96	56	
放 出 (今福含む)	第 1 槽 (No.1~4)	パッチ (24 回/日) →濃縮 No.1~4 へ	十八条 (如) より受泥	パッチ	3554	14600	最初沈殿池へ返 送	1582	22800	59	8000	26	71	54	77
	第 2 槽 (No.5~6) (十八条汚泥)	連続→予備曝気槽へ	初沈：パッチ (12 回/日) 送泥 余剰：連続で予備曝気 槽へ	(24 回/日)	3226	5600	最初沈殿池へ返 送	492	19700	66	3100	12	53	40	57
大 野	第 1 槽	パッチ (6 回/日)		パッチ	1978	2200	4300	154	31100	67	150	8.8	95	29	41
	第 2 槽	パッチ (16 回/日) パッチ (24 回/日)		(24 回/日)	8982	7000	4500	1325	30800	68	2300	9.8	85	49	80
比 花	第 1 槽	パッチ (6 回/日)		パッチ	*** (81413)	10300	4500	*** (13545)	24400	67	2900	10	70	74	106
	第 2 槽	パッチ (16 回/日) パッチ (24 回/日)		(24 回/日)		17400	5300		31100	77	8000	26	99	234	
平 野	第 1 槽	パッチ (6 回/日)		パッチ											
平 均	第 2 槽	パッチ (16 回/日) パッチ (24 回/日)		(24 回/日)											
最大 ~ 最小	第 3 槽	パッチ (16 回/日) パッチ (24 回/日)		(24 回/日)											

* DT：水理学的滯留時間

** 実負荷率 (%) = $\frac{\text{固形物負荷} (\text{kg}/\text{m}^2/\text{日})}{70} \times 100$

*** 合計量を示す。

注 1：上段は平均値、下段は最大・最小値を示す。

表 1-4 返流水発生源とその負荷量(昭和 59 年度平均)

処 理 場	流 入 固 形 物 量 (ton/日)	発生源別の返送固形物量 (上段: ton/日) 下段: %						流入固形物に対する 返流固形物の割合(%)	
		濃 縮 槽	消 化 槽	洗 浄 槽	脱 水 機	焼 却 炉	合 計	現 状	設 計
* 津 守	38.8	$\frac{38.6}{(65.3)}$		$\frac{19.6}{(33.2)}$	$\frac{0.9}{(1.5)}$	濃縮槽へ	$\frac{59.1}{(100)}$	152	17
海 老 江	31.7	$\frac{12.1}{(37.3)}$	$\frac{8.8}{(27.2)}$	$\frac{11.3}{(34.9)}$	$\frac{0.2}{(0.6)}$		$\frac{32.4}{(100)}$	102	27
中 浜	20.3	$\frac{24.8}{(58.9)}$	$\frac{1.9}{(4.5)}$	$\frac{15.3}{(36.3)}$	$\frac{0.1}{(0.3)}$		$\frac{42.1}{(100)}$	207	38
市 岡	6.8	$\frac{6.5}{(94.2)}$			$\frac{0.4}{(5.8)}$		$\frac{6.9}{(100)}$	101	12
住 之 江	22.2	$\frac{78.8}{(99.7)}$		濃縮槽へ	$\frac{0.2}{(0.3)}$		$\frac{79.0}{(100)}$	356	38
* 放 出	31.2	$\frac{20.3}{(85.3)}$	濃縮槽へ	$\frac{2.9}{(12.2)}$	$\frac{0.6}{(2.5)}$	濃縮槽へ	$\frac{23.8}{(100)}$	66	30
* 大 野	42.2	$\frac{24.3}{(80.5)}$	$\frac{3.3}{(10.9)}$	$\frac{1.9}{(6.3)}$	$\frac{0.7}{(2.3)}$		$\frac{30.2}{(100)}$	72	29
此 花	5.1	$\frac{0.3}{(75.0)}$			$\frac{0.1}{(25.0)}$		$\frac{0.4}{(100)}$	8	12
平 野	22.5	$\frac{17.6}{(95.1)}$			$\frac{0.5}{(2.7)}$	$\frac{0.4}{(2.2)}$	$\frac{18.5}{(100)}$	82	20
平 均	** (ton/日) 220.8	** $\frac{223.3}{(76.4)}$	** $\frac{14.0}{(4.8)}$	** $\frac{51.0}{(17.4)}$	** $\frac{3.7}{(1.3)}$	** $\frac{0.4}{(0.1)}$	** $\frac{292.4}{(100)}$	(%) 127	(%) 25

注 1 上段は返流固形物量 (ton/日)を示し、下段の()内及び平均は、総負荷量に占める割合(%)を示す。

注 2 *は送泥を行なっている他の処理場の流入固形物量を含む。

注 3 **は合計量を示す。

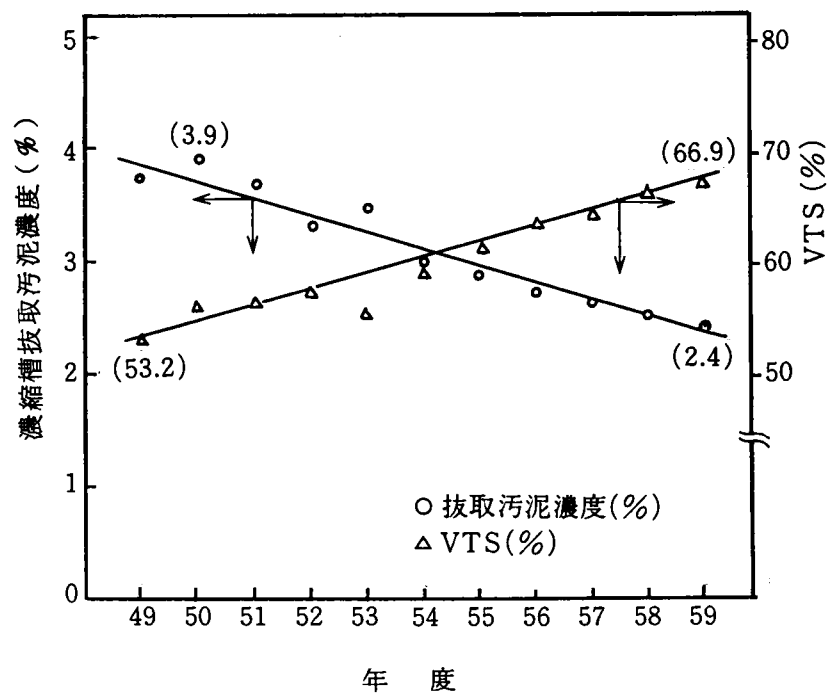


図 1 - 1 濃縮槽抜取汚泥性状の経年変化（全処理場の平均）

有機物含有率の増加は、食生活の変化や道路舗装率の増加等により流入基質が変化したこと等に起因するものと考えられ、その結果、汚泥比重の減少や腐敗性の増大等によって、沈降性、濃縮性の悪化が生じ、汚泥濃度や回収率が低下したものと推定される。

曝気槽の年平均SVIをS49年度からS59年度まで調査したが、流入下水量の変化、施設の増設及び運転方法等の状況変化もあり必ずしも増加しているとは言えないが、中浜、十八条、放出などでは悪化しており、場内返流水負荷の多い住之江ではSVIはほぼ変わっていない。また、今福ではSVIが改善されている。

第2章 嫌気性消化

第1節 消化槽の設置状況

現在、計画された12処理場の全てが稼働し、9処理場に汚泥処理施設が設けられていて、嫌気性消化法を採用しているのは表1-5に示したように、昭和59年度末で、大野、中浜、放出、住之江、海老江および津守の6処理場である。

昭和35年、中浜東処理場に大阪市で初めて消化槽が設けられたが、当時、消化槽に関するデータが少なく、杉戸らの著書等を参考にしながら^{4),5)}、30℃加温、30日消化を目処に設計した。その後、ハイレート消化法の開発などにより^{6),7),8),9),10),11),12),13),14),15),16)}、有機物負荷も設計基準の一つとする考えも取り入れたが、投入汚泥中の有機物含有率が高くなるにつれて、投入汚泥濃度が低くなったことなどにより、現在では、運転実績も考慮して、投入汚泥量に対して消化日数30日、消化温度35℃とし、有機物負荷は採用していない。

昭和30～40年代に建設された消化槽には、直径19.6m、有効水深約10m、容量3000m³のものが多く、これらの下部は円錐状、上部はドーム状で、円錐部の底部勾配は約25/100である。円錐部での土砂の堆積、ドーム部でのスカムの発生を考慮してこの部分は消化槽有効容量に算定していない。槽中間部は円筒形をなし、その上下部はリング構造となっていて、ドーム部および、円錐部の水平およびリング応力をここで受けている。また、昭和40年代中頃以降に建設された消化槽には、地表面近い所に、消化槽内堆積土砂の浚渫作業および内部点検など維持管理上から水密人孔蓋を設けている。槽上部は、大阪市独特の楕円回転殻からなるシャーレ構造となっており、殻厚は応力に応じて変え、その内・外壁の線形は別々の回転楕円曲線となっている。また、汚泥液面をドーム部に設定することでスカム発生面積を減少させ、かつ、ドーム部の断面曲線はガス攪拌時の汚泥の下向流速を助長する角度になるようにも配慮されている。槽内は発生した硫化水素などによるコンクリート腐食防止のため、タールエポキシ系塗料を塗布している。

昭和50年前後から設計された消化槽は、単位用地面積当たりの消化槽容量ならびに、単位容積当たりの建設費を考慮して消化槽の大型化が進められ、昭和60年7月から使用している住之江処理場の消化槽は大阪市で最も大きく、直径25m、有効水深14.6m、底部勾配50/100（角度27度）、有効容積6500m³である。また、槽下部の勾配は25/100から逐次大きくなり、大野処理場等の5000m³のものは57/100（角度30度）となっている。このように最近の消化槽は底部勾配を大きくしてあるが、これは槽内での土砂の堆積防止の他に、槽を大型化したうえでの攪拌効果のアップも考慮したものである。

1次消化槽内の汚泥攪拌は、3,000m³槽においては主にコンプレッサーによるディフューザ方式で行い、ガス吹込量は、0.05～0.14m³/m³hr程度で、24時間運転している。一方、5,000～6,000m³の大型消化槽では、設備上の制約からブロウによるドラフトチュ

表 1-5 消化槽施設概要

項目				処理場名		津 守	海 老 江	中 浜		大 野	放 出	住 之 江
								(東)	(西)			
槽 形 状 寸 法	一 次	(A)	形状寸法	φ19.6m×H10m ± 3000 m ³	φ19.6m×H10m ± 3000 m ³	φ19.6m×H12m ± 3600 m ³	φ19.6m×H12m ± 3600 m ³	φ19.6m×H10m ± 3000 m ³	φ19.5m×H13.3 ± 4000 m ³	φ19.6m×H10m ± 3000 m ³		
			槽数	3	3	2	3	2	2	4		
		(B)	底部勾配	33/100(18度)	25/100(14度)	25/100(14度)	33/100(18度)	25/100(14度)	33/100(18度)	25/100(14度)		
			設置年度	S 4 1 年 7 月	S 3 9 年 6 月	S 3 5 年	S 4 0 年	S 4 2 年 1 1 月	S 4 1 年 1 0 月	S 4 0 年 3 月		
	二 次	(A)	形状寸法	φ19.6m×H10m ± 3000 m ³	φ19.6m×H10m ± 3000 m ³	φ19.6m×H12m ± 3600 m ³	φ19.6m×H12m ± 3600 m ³		φ19.5m×H13.3 ± 4000 m ³	φ22.3m×H13.5 ± 5100 m ³		
			槽数	1	1	1	1		1	1		
		(B)	底部勾配	33/100(18度)	25/100(14度)	25/100(14度)	33/100(18度)		33/100(18度)	57/100(30度)		
			設置年度	S 4 1 年 7 月	S 3 9 年 6 月	S 3 5 年	S 4 0 年		S 4 1 年 1 0 月	S 5 3 年 3 月		
槽 内 機 拌	一 次	装 置 の 種 類	ディフューザー	同 左	同 左	ドラフトチューブ	(A)ディフューザー (B)ドラフト チューブ	同 左	同 左			
			散 気 水 深 (m)	1 1.4	1 0.4	1 2.7	1 3.2	(A) 1 1.5 (B) 1 7.2	(A) 1 1.5 (B) 1 6.7	(A) 1 1.2 (B) 1 9.0		
			ガ ス 吹 込 量 (m ³ -ガス/ m ³ -槽・hr)	0.139	0.077	0.050	0.050	(A) 0.060 (B) 0.219	(A) 0.151 (B) 0.211	(A) 0.060 (B) 0.111		
		二 次	装 置 の 種 類	ディフューザー	同 左	同 左	同 左		(A)ディフューザー (B)スクラム破砕 用ガス管	(A)ディフューザー (B)ドラフト チューブ		
			散 気 水 深 (m)	5.6	4.2	1 2.7	5.3		(A) 4 (B) 3	(A) 1 7.3 (B) 1 9.0		
			ガ ス 吹 込 量 (m ³ -ガス/ m ³ -槽・hr)	0.107	0.077	0.050 (1 hr/日)	0.166 (1 hr/日)		(A) 0.151 (B) 0.211	(A) 0.044 (B) 0.111		
	計 量 方 法	ガ ス 攪 拌 量			ガスコン能力 (フローメータ ーが付いている が不正確)	フローメーター	同 左	ガスコン能力	同 左	(A)ガスコン能力 (B)ビトー管式		
		消 化 ガ ス 発 生 量 (算出方法)			ボイラー及び焼 却炉の使用量、余 剰ガス量、ガス タンク昇降差等 の合計	ボイラー使用量 と余剰ガス量の 合計	同 左	ボイラー使用量、 余剰ガス量及び ガスタンク昇降 差との合計	津守に同じ	大野に同じ		

(A)..... 3,000 m^3 槽(B)..... 5000 ~ 6,500 m^3 槽

ープ方式に変えたが、そのガス吹込量は $0.1 \sim 0.22 \text{ m}^3/\text{m}^3 \text{ hr}$ で消費電力も大きい。この問題については、攪拌と消化効率および土砂の堆積などの諸調査を実施中であり、その結果より攪拌方法、攪拌強度および頻度を総合的に判断して、今後の改善等に反映させることとしている。

第2節 消化槽の運転管理状況

昭和59年度の消化槽の運転状況を表1-6に示す。投入汚泥濃度は中浜処理場の1.8%から海老江処理場の2.8%まで幅広い変化を示しているが、平均濃度が2.2%と低いため、消化槽容量が不足し、その結果、消化日数は平均19日と設計基準の2/3程度になっている。また、表1-3と表1-6からわかるように、全濃縮汚泥量に対して60%弱が消化槽に投入され残りは生汚泥脱水されている。し尿の消化槽投入量は、下水道整備の進捗により年々減少しており、昭和59年度では海老江（昭和59年11月以降廃止）、中浜および住之江の3処理場で行われており、その量は固形物比で約2%である。

消化槽を有する大阪市の処理場では全て2段消化方式を採用しているが、津守、住之江の処理場では消化汚泥の沈降性が悪いなどの理由により、脱離液の分離を行わず、全量を洗浄槽に投入している。消化槽の有機物負荷は、 $0.5 \sim 1.2$ 、平均 $0.81 \text{ kg-VSS}/\text{m}^3 \text{ 日}$ と比較的低い負荷で運転し、また、投入汚泥濃度も低いため、投入汚泥量当りのガス発生量は $4.6 \sim 8.1$ 、平均 $6.1 \text{ m}^3\text{-ガス}/\text{m}^3\text{-汚泥}$ で、全国平均¹⁾に比べてやや低い。また、投入有機物および分解有機物当りのガス発生量は各々、 $340 \sim 480 \text{ l}/\text{kg-VSS}$ 、平均 $400 \text{ l}/\text{kg-VSS}$ 、 $1010 \sim 1370 \text{ l}/\text{kg-分解VSS}$ 、平均 $1130 \text{ l}/\text{kg-分解VSS}$ となっている。これは、ほぼ全国平均に近いものである。

一方、有機物減少率は30～44%、平均35%で津守処理場の44%を除くと他都市の例¹⁷⁾あるいは、本市の有機物減少率の設計値である45%と比べてかなり低い。この理由としては、投入汚泥中の有機物含有率が増加しつつあるものの本市の設計基準値より低いことおよび消化日数が短いことが考えられる。

消化槽での汚泥投入および抜取りは終日にわたって負荷が均等になるように、きめこまかく実施されている。

消化槽投入汚泥中には槽内でスカム発生の核になるゴミならびに、槽底部で土砂の堆積を起こす砂分が含まれていることが多い。消化機能を低下させるこれらの物質を前もって除去しておく必要があるため、大阪市においては、濃縮槽へ汚泥を投入する前に、除砂は液体サイクロンまたは曝気沈砂池で、除塵はピンラック式およびドラム式スクリーンで実施している。除塵スクリーンの目開きは、実績をふまえて順次小さくしており、最近設置したものは、6mmと非常に細かくなっている。また、そのスクリーンかすは、その場でプレスされ場外搬出されている。一方、除去された沈砂は、サンドポンプで処理場内の洗砂槽に

表 1-6 消化槽の運転管理状況（昭和 59 年度）

項目 処理場	投入汚泥			消化汚泥			ガス 発生量 (m^3 /日)	消化 温度 ($^{\circ}C$)	消 化 日 数 (日)	有機物 負荷 (kg/m^2 日)	ガス 投入量 (m^3/m^2)	ガス 投入 有機物 (m^3/ton)	ガス 量 分解 有機物 (m^3/ton)	有機物 減少率 (%)	備 考
	汚泥の種類	量 (m^3 /日)	SS (kg/ℓ) ($ton-DS/\ell$)	VSS (%)	量 (m^3 /日)	SS (kg/ℓ) ($ton-DS/\ell$)									
津 守	初沈汚泥	481	22400 (10.8)	7.7	481	14300 (6.9)	3.919	3.7	2.5	0.68	8.1	470	1,070	4.4	脱離液無 消化：生脱水=1:4
	余剰汚泥 干島焼汚泥														
海 老 江	初沈汚泥	803	27900 (22.4)	6.8	208	20800 (4.3)	5.316	3.3	1.9	1.0	6.6	360	1,030	3.4	脱離液有 し尿投入量DS 0.1 ton/日 消化：生脱水=1:1
	余剰汚泥 し尿(4~10月)														
中 浜	初沈汚泥	669	19000 (12.7)	6.7	603	17500 (10.6)	7.369	3.5	1.6	0.80	4.6	380	1,200	3.0	脱離液有 全量消化
	余剰汚泥														
西	初沈汚泥	919	18300 (16.8)	6.8	823	18700 (15.4)			1.6	0.78				3.3	脱離液有 し尿投入量DS 1.0 ton/日 全量消化
	余剰汚泥 し尿														
住 之 江	初沈汚泥	1,197	26300 (31.5)	6.4	1,197	19,100 (22.9)	6,910	3.5	1.4	1.2	5.8	340	1,100	3.1	脱離液無 し尿投入量DS 2.6 ton/日 全量消化
	余剰汚泥 し尿														
北 放 出	初沈汚泥	360	21,400 (7.7)	6.2					2.7	0.50					脱離液有 全量消化
	余剰汚泥	1,362	21,400 (29.1)	6.2	1,542	18,600 (26.9)	10,892	3.7	1.9	0.70	6.3	480	1,370	3.5	
大 野	初沈汚泥	1,902	22,100 (42.0)	6.1	1,528	21,100 (32.2)	9,549	3.7	1.6	0.84	5.1	380	1,010	3.7	脱離液有 全量消化(59年9月から)
	余剰汚泥 十八集(処)汚泥														
平 均			22,350 (* 173.0)	6.6	(* 6382)	18,600 (* 119.2)	(* 43955)	3.5	1.9	0.81	6.1	400	1,130	3.5	
最 大 / 最 小			27,900 18,300	7.7 6.1		21,100 14,300		3.7 3.3	2.7 1.4	1.2 0.50	8.1 4.6	480 340	1,370 1,010	4.4 3.0	

* 合計量を示す。

送られ、洗砂後、場外搬出されている。これらの除砂および除塵設備が設けられる前は、汚泥ポンプ類の閉塞などによる故障が多かったが、昭和50年代に設置してからは、これらの問題は大幅に改善されている。

消化槽の浚渫は10年程度を目処として実施されてきたが、最近、上述の効果等によるためか、浚渫頻度は少なくなる傾向にある。

第3章 脱水

第1節 脱水機の設置状況

昭和15年から供用開始をしている津守および海老江の両処理場から発生する汚泥は、当初液状のまま海洋投棄されていたが、昭和30年代に入りすべての下水を処理し、発生した汚泥は脱水して処分するように計画された。このため、昭和30年代中頃に処理を開始した中浜および市岡処理場では、当初から脱水設備を含めて建設された。

脱水機種としては、当初はヤング形またはオリバー形の真空脱水機を採用していたが、汙布交換の繁雑さ等の問題で、昭和40年代に入ってから、汙布の交換が容易で連続的に洗浄できるベルト式真空脱水機の採用に切替え、昭和40年代中にすべての処理場に普及した。

一方、凝集剤としては、当時一般に使用されていた塩化第2鉄と消石灰の代替として、安価に入手できる産業副産物である硫酸第1鉄とカーバイド滓を使用し、薬品費の節減を図ってきた。

昭和50年代に入ると、脱水ケーキの減量化、作業環境改善および炭酸カルシウムによる機器・配管のトラブル防止等のために、石灰に代えて過酸化水素を使用する技術を大阪市で開発し実用化した¹⁸⁾。また、下水汚泥に有効な高分子凝集剤の開発とともに、処理効率のよい遠心分離機が下水汚泥の脱水用として導入され始め、大阪市においても、汚泥の低濃度化対策および処理量の大容量化を主な目的として脱水設備の拡充に際してこれを採用してきた。

このような変遷を経つつ表1-7の大阪市の設計基準に従って設置されてきた結果、脱水設備は表1-8に示す現況となっている。脱水機種は真空脱水機と遠心脱水機の2種類で、設置台数はそれぞれ37台、11台であるが、現在（昭和59年度末）脱水設備の拡充に当り、遠心脱水機 $40\text{m}^3/\text{hr} \times 2$ 台、 $30\text{m}^3/\text{hr} \times 5$ 台を建設中である。また、脱水に供給する汚泥量の約1/2が消化汚泥である。

表 1 - 7 脱水設備の設計基準

機種 項目	真 空 脱 水	遠 心 脱 水
薬 注 率 (純 分 表 示)	消 化 汚 泥 $\left\{ \begin{array}{l} \text{FeCl}_3 \quad 1.0\% (\text{対DS}) \\ \text{Ca(OH)}_2 \quad 5.0\% (\text{対DS}) \end{array} \right.$ $\left\{ \begin{array}{l} \text{ポリ鉄}^{*1} \quad 10,000 \text{ mg}/\ell\text{-汚泥} \\ \text{H}_2\text{O}_2 \quad 200 \text{ mg}/\ell\text{-汚泥} \end{array} \right.$ $\left\{ \begin{array}{l} \text{FeSO}_4 \quad 2.0\% (\text{対DS}) \\ \text{H}_2\text{O}_2 \quad 1,500 \text{ mg}/\ell\text{-汚泥} \end{array} \right.$	消 化 汚 泥 $\text{ポリマ}^{*2} \quad 1.2\% (\text{対DS})$ 生 汚 泥 $\text{ポリマ}^{*2} \quad 1.5\% (\text{対DS})$
戸 過 速 度	消化汚泥で濃度 3 % $\text{FeCl}_3 + \text{Ca(OH)}_2 \quad 9 \text{ kg}/\text{m}^3 \cdot \text{hr}$ $\text{ポリ鉄}^{*1} + \text{H}_2\text{O}_2 \quad 5 \text{ kg}/\text{m}^3 \cdot \text{hr}$ $\text{FeSO}_4 + \text{H}_2\text{O}_2 \quad 5 \text{ kg}/\text{m}^3 \cdot \text{hr}$	
ケ 含 率	76 %	80 %
回 收 率	95 %	98 %
予 備 台 数	運 転 台 数 予 備 台 数 1 ~ 4 台 1 台 5 ~ 8 台 2 台 9 台以上 3 台	運 転 台 数 予 備 台 数 1 ~ 3 台 1 台 4 台以上 2 台
運 転 時 間	2.1 hr / 日一台	2.3 hr / 日一台

* 1 ポリ鉄：ポリ硫酸第 2 鉄（以下、ポリ鉄）

* 2 ポリマ：カチオン系高分子凝集剤（以下、ポリマ）

表 1 - 8 脱水機設置状況

(昭和 59 年度末)

項目 処理場	脱 水 機 種	使 用 薬 品	備 考
津 守	真空脱水機 33.5 m^3 /台×4台 遠心脱水機 20 m^3 /hr×3台	FeCl ₃ +Ca(OH) ₂ ポリマ	
海老江	真空脱水機 46 m^3 /台×4台	ポリ鉄+H ₂ O ₂	
中 浜	真空脱水機 33.5 m^3 /台×4台	FeSO ₄ +H ₂ O ₂	
市 岡	遠心脱水機 10 m^3 /hr×2台	ポリマ	
千 島	—————	—————	津守処理場 へ送泥
住之江	真空脱水機 35 m^3 /台×2台 34.5 m^3 /台×3台 33.5 m^3 /台×2台	FeSO ₄ +H ₂ O ₂	
今 福	—————	—————	放出処理場 へ送泥
放 出	真空脱水機 33.5 m^3 /台×9台	ポリ鉄 + H ₂ O ₂	
大 野	真空脱水機 33.5 m^3 /台×9台	FeCl ₃ +Ca(OH) ₂	
此 花	遠心脱水機 20 m^3 /hr×3台	ポリマ	
十 八 条	—————	—————	大野処理場 へ送泥
平 野	遠心脱水機 30 m^3 /hr×3台	ポリマ	
全 体	真空脱水機 37台 遠心脱水機 11台		

第2節 脱水機の運転管理状況

図1-2は、脱水機に供給する汚泥の性状変化を経年的に示したものである。過去10年で、有機物含有率は44.6%から62.9%に増加しており、一方、供給汚泥濃度は6.8%から2.4%に大きく低下している。

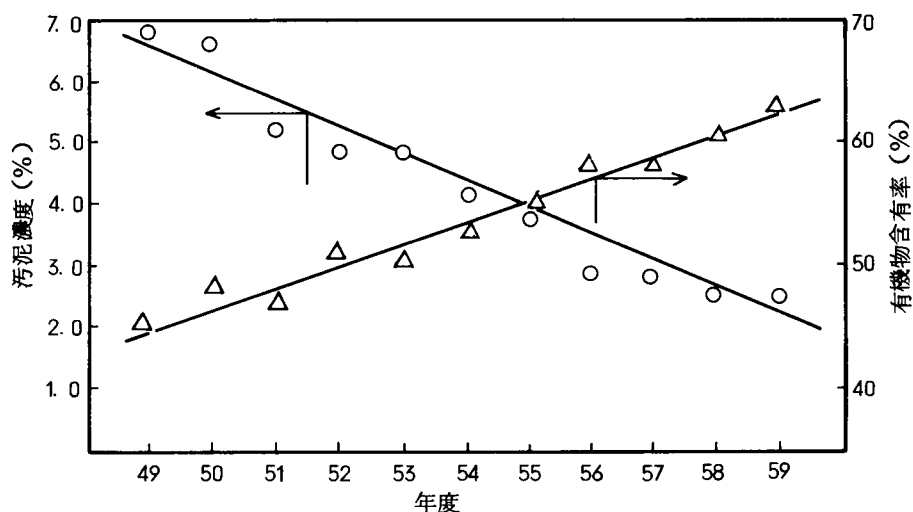


図1-2 脱水供給汚泥の性状変化（全処理場平均値）

図1-3は、脱水ケーキの性状変化を示したものである。過去10年で、ケーキの有機物含有率は30%程度から60%に増加し、脱水ケーキ含水率は65%から79%と高くなっている。これは、脱水機に供給する汚泥性状の変化だけでなく、脱水機種、薬注方式の変

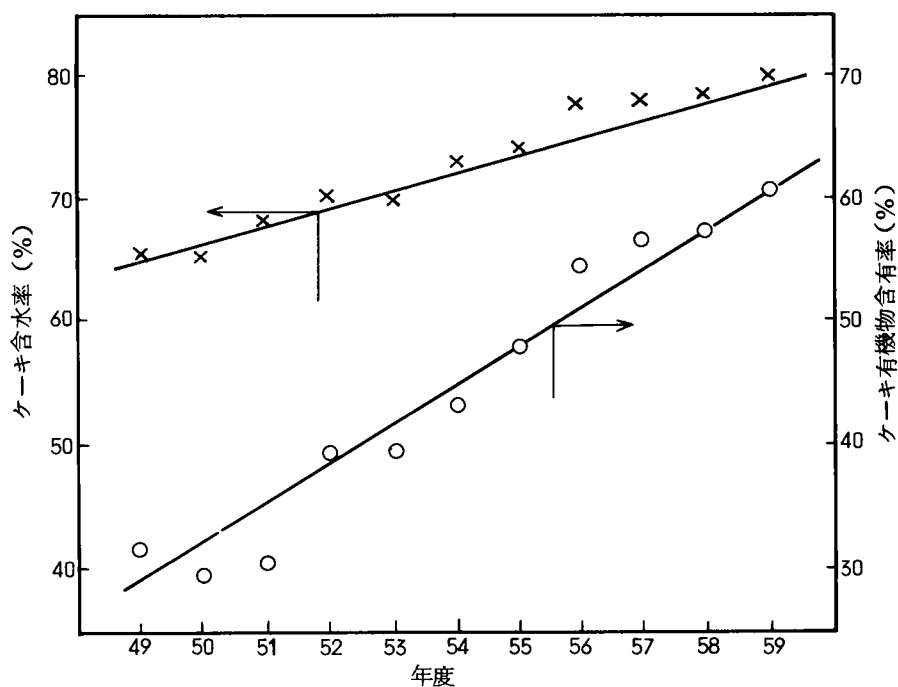


図1-3 脱水ケーキの性状変化（全処理場平均値）

化などにも関連している。一概にケーキ性状が悪化しているとはいえないが、少なくともケーキの取り扱い性は悪化しており、貯留、輸送、運搬面に大きな影響を与えている。

表1-9は、昭和59年度の脱水性能の概要を示したものである。供給汚泥濃度は、1.6～3.1%、平均2.4%、有機物含有率は49～75%、平均62.9%の性状であり、得られる脱水ケーキ含水率は、76～81%、平均78.8%の性状のものである。発生ケーキ量は、約900 ton/日で、石灰ケーキ（真空脱水法）、過酸化水素ケーキ（真空脱水法）、ポリマケーキ（遠心脱水法）がそれぞれ1/3ずつを占めている。

表1-9 脱水性能（昭和59年度）

項目 方式 処理場		供給汚泥		脱水ケーキ			薬品			
		濃度	有機物	発生量	含水率	ろ過速度	FeCl ₃ (38%)		Ca(OH) ₂	
							使用量	注入率	使用量	注入率
真空脱水法	石灰法									
	大野	2.5	50	t/日 240	77.7	kg/m ² ・hr 10.7	t/日 4.1	% 11.7	t/日 16.7	% 48
	津守	2.0	75	53	78.5	6.8	3.4	14.2	5.2	57
	過酸化水素法						FeSO ₄ or ポリ鉄		H ₂ O ₂ (35%)	
							使用量	注入率	使用量	注入率
	海老江	% 1.8	% 66	t/日 73	% 80.0	kg/m ² ・hr 3.9	ポリ鉄 t/日 8.9	mg/ℓ 10,900	t/日 0.66	mg/ℓ 290
	中浜	1.6	54	69	78.6	5.2	FeSO ₄ 3.0	% 19	0.80	780
	放出	2.5	49	112	76.1	6.2	ポリ鉄 11.4	mg/ℓ 10,600	0.37	340
遠心脱水	住之江	3.0	53	57	79.0	6.2	FeSO ₄ 1.7	% 13	0.57	1280
							ポリマ			
							使用量	注入率		
	津守	% 2.0	% 75	t/日 110	% 81.0		kg/日 330	% 1.6		
	此花	3.1	67	23	80.8		96	2.1		
ベルトプレス脱水	平野	3.1	67	107	77.6		350	1.2		
	市岡	2.9	66	30	79.9		99	1.6		
ベルトプレス脱水	海老江(実験機)	% 2.1	% 70	t/日 22	% 77.6	kg/m・hr 118	kg/日 26	% 0.6		

第4章 焼却

第1節 焼却炉の設置状況

焼却の目的は、脱水工程までの処理で汚泥中になお残っている水分を蒸発、有機物を燃焼させ、汚泥を無機化および減量化することである。この処理により、脱水ケーキは、 $1/5 \sim 1/10$ 程度まで減量されるため、昭和41年頃より15 ton/日の多段炉を海老江と中浜処理場に設けて実用化のための研究を始めた。

その結果、昭和47年に初めて実用炉として100 ton/日×2基が運転を開始した。以来10年間に、200 ton/日×2基、300 ton/日×1基を増設し、現在、表1-10に示す設置状況となっている。

表1-10 焼却炉設置状況

(昭和59年度)

処理場	公称能力	型式	運転開始年月	補助燃料	備考
津守	100ton/日	立型多段炉 8段	昭和47年5月	重油 消化ガス	
	300ton/日	立型多段炉 12段	昭和54年3月	灯油 消化ガス	排ガス脱臭 脱硝
放出	100ton/日	立型多段炉 10段	昭和47年8月	灯油 消化ガス	同上
	200ton/日	立型多段炉 10段	昭和51年4月	都市ガス 消化ガス	同上
平野	200ton/日	立型多段炉 10段	昭和56年8月	灯油	同上 低空気比 排ガス 循環方式

炉型式はすべて立型多段炉で、これは、大型炉の実績が多いこと、技術的に定着していることなどを理由として採用されてきたものである。図1-3に示したように脱水ケーキ性状は経年的に含水率が高くなる傾向にあるが、薬品種類の変更と有機物含有率増加により、発熱量も高くなる傾向にある。このため乾燥段で着火する高段燃焼の問題が生じ、定格能力の確保が困難になった。この対策として、燃焼段から乾燥段への途中で高温の燃焼ガスを一部抽出する方法(抽気法)を採用することで能力確保に対処してきたが、現在では、省エネルギー化とあわせて高段燃焼対策となる排ガス循環方式を採用している。

大阪市においては、発生ケーキを全量焼却することを目指しているが、立型多段炉の最も大きな問題は、高濃度の臭気がほとんど分解されことなく排ガスと共に大気中に放出されることである。このため、大半の焼却炉に排ガス脱臭脱硝設備を設置したが、今後の増設に当っては、排ガスの臭気問題が少ない流動床炉の採用を検討しており、最近の高発熱量ケーキには乾燥段の制御が複雑となる多段炉よりも適していると判断している。

第2節 焼却炉の運転管理状況

図1-4は、脱水ケーキの発生量と焼却量の経年変化を示したものである。ケーキ発生量は、ほぼ漸増傾向を示しており、焼却ケーキ量も年々増加している。これは、焼却炉を増設してきたことによるが、公称能力900 ton/日が変っていない最近3カ年をみても増加している。この理由は、運転実績を踏まえ操作技術に熟練したこと、また、定期検査による運転停止期間をできるだけ短くするようにしたことが大きく貢献している。

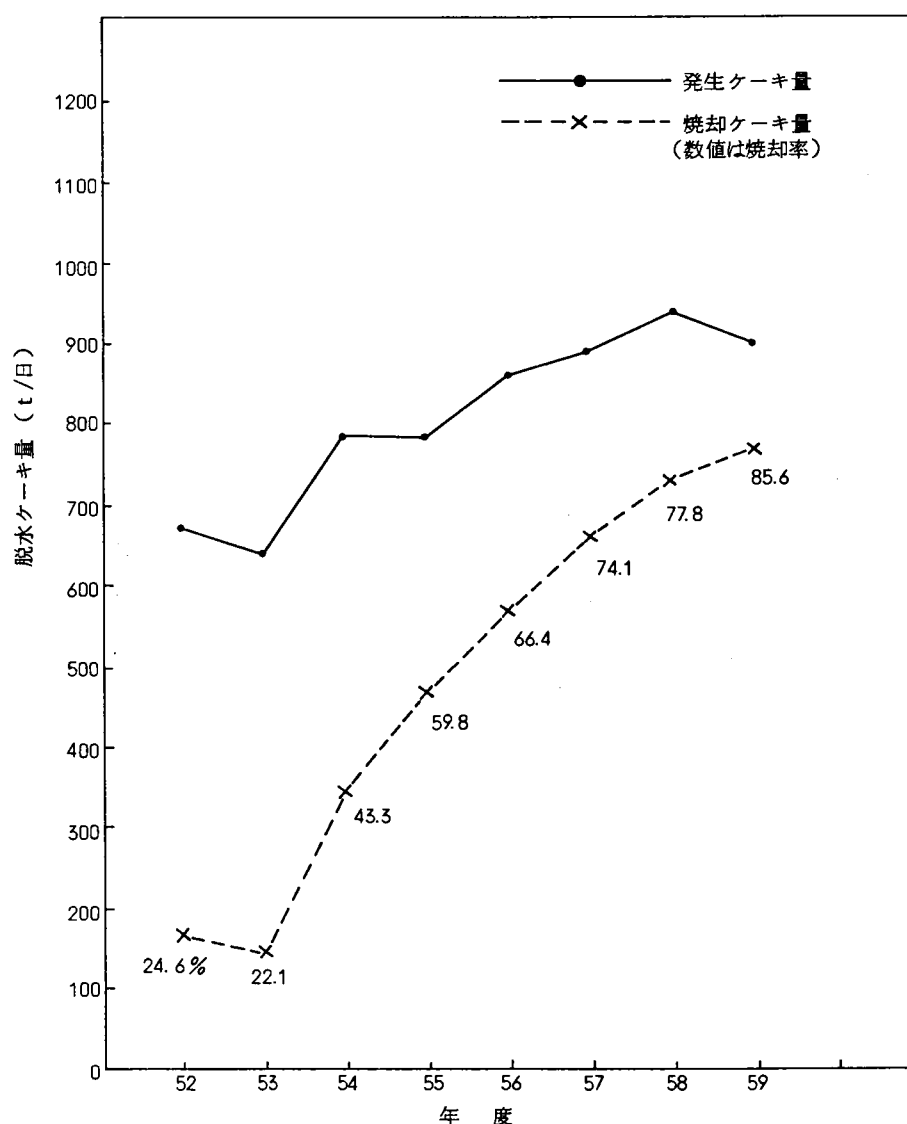


図1-4 脱水ケーキの発生量と焼却量の経年変化

昭和59年度で発生したケーキ900 ton／日の内、約85％にあたる770 ton／日を3処理場に設置している5基の焼却炉で焼却している。図1-5は、大阪市の脱水ケーキおよび焼却灰の輸送ルートと輸送量を示したものである。脱水ケーキは焼却後、飛散防止のため加湿され約110 ton／日の灰となって、セメント固化された未燃焼ケーキ130 ton／日とともに、北港処分地に埋立処分される。

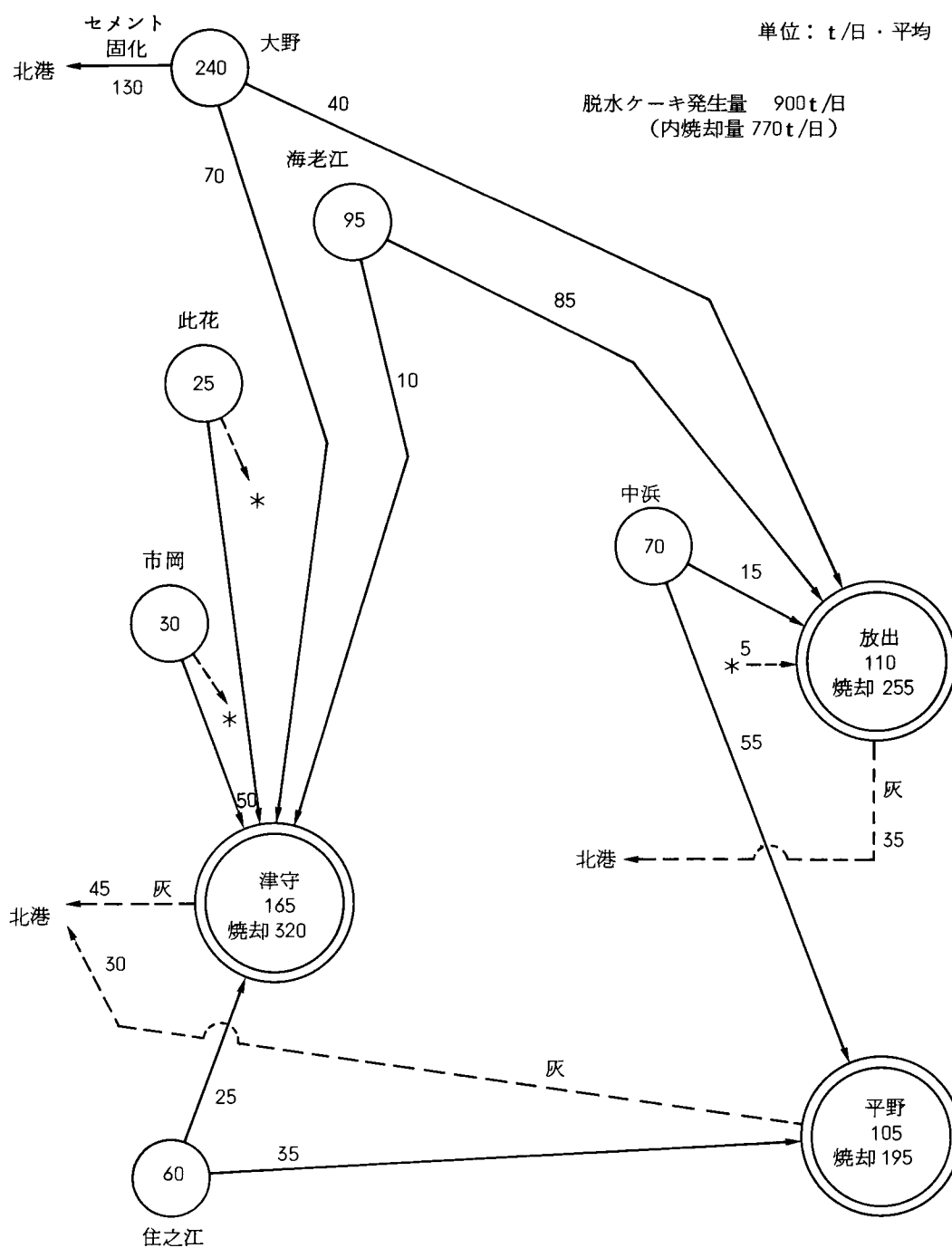


図 1-5 昭和 59 年度ケ一キ処分経路図

表 1－11 に、各焼却炉の運転概要を示す。日平均焼却量は、定格能力の 80～95 % 程度であり、定期点検等の運転停止時を除くと 85～100 % の能力を発揮している。

焼却に要する脱水ケーキ 1 トン当りの補助燃料消費量は、灯油換算で 23.6～41.7 ℓ の範囲にあり、平均で 31.7 ℓ の補助燃料を消費している。また、排ガス処理用燃料は焼却炉で消費する全燃料の約 19 % を占めている。

表 1－11 焼却炉運転概要

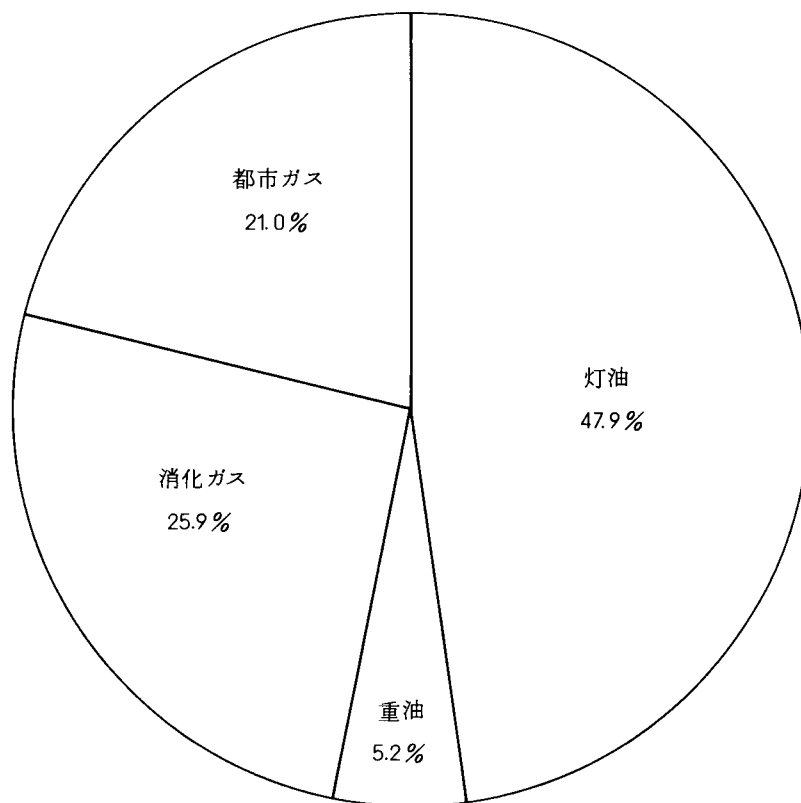
(昭和 59 年度)

項目 処理場	日平均焼却量	燃料消費率(灯油換算)		電力消費率	年間稼働率
		焼 却 用	排ガス処理用		
津 守	80.5 ton/日	30.9 ℓ / ton	—	31.2 kWh / ton	91.8 %
	239.1 ton/日	29.6 ℓ / ton			93.9 %
放 出	84.0 ton/日	41.7 ℓ / ton	14.5 ℓ / ton	55.7 kWh / ton	92.7 %
	171.2 ton/日	39.5 ℓ / ton			92.4 %
平 野	192.8 ton/日	23.6 ℓ / ton	9.9 ℓ / ton	47.4 kWh / ton	95.1 %
全 体	767.6 ton/日	31.7 ℓ / ton	—	43.4 kWh / ton	93.2 %
備 考	年間焼却 ケーキ量 365 日	灯油換算 燃料消費量 焼却ケーキ量	排ガス処理用 燃料消費量 焼却ケーキ量	電力消費量 焼却ケーキ量	実焼却時間 365 日

補助燃料を種類別にみると、図 1－6 に示したように、灯油が約 1/2 を占めている。消化ガスの有効利用により、燃料の約 1/4 を経費面で節減しているが、処理場運転費に占める焼却炉用補助燃料の割合は 5.18 % になっている(図 2－3－6 参照)。

焼却設備で消費する電力量は、焼却ケーキ 1 トン当り 31.2～55.7 kWh の範囲にあり、平均で 43.4 kWh であり、処理場の消費電力量に占める割合は、全処理過程の 6 %、污泥処理過程の 28.6 % であるが(図 2－3－5 参照)、経費的には、処理場運転費の 2.2%(35.98 %×6 %)で、補助燃料費の 5.18 % に比べその比率は小さい。

年間稼働率は 91.8～95.1 % の範囲にあり、平均で 93.2 %、年間の停止期間は、18～30 日で平均 25 日程度である。大阪市では、近年稼働率の向上に努力してきたところで、年 1 回の定期点検・補修を 20 日間程度で行なうようにしている。



年間補助燃料使用量（灯油換算）
10,836.6kl

図 1-6 焼却用補助燃料比率（発熱量基準）

図 1-7 に大阪市における立型多段炉の排ガス処理の基本フローと、排ガス処理性能を 300 ton/日炉を例として示した。焼却炉から出た排ガスは、その容積を減ずるため、冷却塔で水洗される。この工程で付随的に比較的粒径の大きなばいじんや水に溶解易いアンモニア等が相当除去される。次に脱硫塔で NaOH により 硫黄酸化物が除去され、その後、電気集塵機で粒径の小さなばいじんが除去される。この工程までが一般に多く採用されており、ばいじん、硫黄酸化物は 99% 以上除去されている。しかし、窒素酸化物、臭気はなお、ほとんど除去されないまま残っている。これらを除去するためには、特殊な触媒を用いた脱硝脱臭設備が必要で、大阪市では大半の焼却炉にこれを設け、これにより、窒素酸化物は 97% 以上除去されており、臭気も 1/130 程度に減少している。

結言

大阪市では濃縮槽投入汚泥中の有機物含有率が過去 10 カ年で、53 % から 67 % に増加したことなどにより、汚泥の沈降濃縮性が著しく悪化し、濃縮槽抜取汚泥濃度が設計値の 3 % (昭和 53 年度に見直すまでは 4 %) を下回る 2.4 % まで低下した。濃縮槽の負荷は住之江処理場を除いてほぼ設計値に近い状況であるが、回収率は表 1-3 に示したように平均 70 % と大阪市の設計基準の 90 % を下回っている。そのため、各汚泥処理施設からの返流固形物負荷が流入下水中の固形物に対し表 1-4 に示した設計基準の 25 % を大きく上回る平均 127 % にも達している。その返流固形物負荷の主な発生源は、濃縮槽と洗浄槽の分離液であり全体の約 95 % を占め、これらの結果、濃縮槽に続く消化および脱水プロセス等でも処理効率が低下している。このように濃縮槽の負荷はほぼ正常であるが、有機物含有率や汚泥性状の変化などにより、汚泥の沈降濃縮性が悪化しているため、回収率も低下し、抜取汚泥濃度も薄くなり、返流負荷も増加するなど、明らかに濃縮機能は悪影響を受けている。

当初、消化槽は、病原性細菌の死滅および有機物の安定化の目的で建設してきたが、現在は、消化ガスの有効利用とそれに伴う固形物の減少による汚泥処理費の節減および悪臭の抑制が主要な目的となっており、また、用地難の大阪市では単位用地面積当りの消化槽容量の増大と単位容積当りの建設費の低廉化のため、消化槽は当初の $3,000\text{ m}^3$ のものが $6,500\text{ m}^3$ まで大型化が進められている。

消化槽への投入汚泥濃度の低下により、多量の汚泥を投入せざるをえないが、消化日数の不足による消化効率の低下を防ぐため、全濃縮汚泥量の 60 % 弱しか消化槽へ投入していない。また、有機物減少率は大阪市の設計基準の 45 % より低い 30 ~ 44 % であるが、これは汚泥中の有機物含有率が平均 70 % 以下とやや低く、消化日数も 20 日弱と短いことによるものと考えられる。

このように濃縮・消化汚泥の性状悪化により多くの薬品費、消化槽加温エネルギー費が必要となっている。一方、消化槽の維持管理上、消化槽内での沈砂、スカム発生を極力さけるため、前もって、除塵、除砂が実施されている。

脱水機への供給汚泥濃度は過去 10 年で 6.8 % から 2.4 % へと大きく低下し処理効率に少なからぬ影響を与えている。また、薬品の種類の変更と相まってケーキ含水率は 65 % から 79 % へと増加している。

大阪市においては、作業環境の改善やケーキ量の減量のために、独自の過酸化水素添加脱水法を開発し、昭和 59 年度末現在、4 処理場で実施しているが、同時に、効果的な高分子凝集剤の開発に伴い、低濃度汚泥を効率よく脱水できる遠心脱水機も採用するようになってきている。

昭和 47 年度から大阪市では、汚泥の最終処分量の減量化および安定化のため、下水汚

泥の焼却を採用してきたが、炉の型式は大型炉としての実績が多く、技術的に定着していた立形多段炉を用いてきた。

当初、焼却炉は石灰添加ケーキの発熱量をベースにして設計された。その後、脱水ケーキは過酸化水素および高分子凝集剤添加法による真空並びに遠心脱水によるものが中心となり、ケーキの発熱量が増加傾向となったため、公称 900 ton/日の能力を有する焼却炉の見かけ上の能力が減少したが、炉の改修が進められたことにより、公称能力の 90 % 程度まで回復させることができた。この結果、定期点検および補修による炉の停止を含めても、発生ケーキの約 85 % にあたる年間日平均約 770 ton のケーキを焼却処分することができている。

参考文献

- 1) 日本下水道協会 「下水汚泥処理プロセスの管理指針（案）」, 1984
- 2) 小林 忠博 「京都市における汚泥濃縮の現状と課題」 環境技術 Vol. 11, No. 12, pp.36~45, 1982
- 3) 大嶋 吉雄 「濃縮工程との関係について」 月刊下水道 Vol. 7, No. 5, pp.66~70, 1984
- 4) 杉戸 清 「下水道工学（後）」 技報堂
- 5) H.Babbitt, R.Baumann 「Sewerage and Sewage Treatment」 p.581, John Wiley and Sons INC.
- 6) W.N.Torpey 「High-Rate Digestion of Concentrated Primary and Activated Sludge」 Sewage and Industrial Wastes, Vol. 26, No. 4, pp.479~496, 1954
- 7) W.N.Torpey 「Loading to Failure of a Pilot High-Rate Digester」 Sewage and Industrial Wastes, Vol. 27, No. 2, pp.121~148, 1955
- 8) H.K.Roy, C.N.Sawyer 「A Laboratory Evaluation of High-Rate Sludge Digestion」 Sewage and Industrial Wastes, Vol. 27, p.1356, 1955
- 9) H.E.Schlenz, Univ. of Kansas Bull. No. 34, 1955
- 10) C.N.Sawyer 「Biological Treatment of Sewage and Industrial Wastes II」 pp.48~60, Reinhold Publishing Corp., New York, N.Y., 1958
- 11) F.G.Nelson, W.I.Budd, 「New Developments in Sewage Sludge Treatment」 J.S.E.D, ASCE, Vol. 85, SA 6, Part1, p.1, 1959
- 12) J.Chmielowski, J.R.Simpson, P.G.C.Isaacs 「Use of Chromatography in Sludge Digestion」 Sewage and Industrial Wastes, Vol. 31, No. 11, p.1237, 1959
- 13) N.Nash, A.H.Chasick 「High-Rate Digester Performance at Jamaica」 JWPCF, Vol. 32, No. 5, pp.526~537, 1960
- 14) A.Estrada, 「Design and Cost Considerations in High-Rate Sludge Digestion」 J.S.E.D, ASCE, Vol. 86, SA 3, p.111, 1960
- 15) W.W.Eckenfelder, Jr., D.J.O'Connor 「Biological Waste Treatment」 Pergamon Press, 1961
- 16) H.R.Zablatzky, G.T.Bare Jr. 「High-Rate Digester Loadings」 JWPCF, Vol. 43, No. 2, pp.268~277, 1971
- 17) 栗林 宗人 等 「下水汚泥の嫌気性消化に関する現状分析」 下水道協会誌 Vol. 21, No. 240, pp.14~26, 1984
- 18) 谷 和夫 「過酸化水素添加による汚泥脱水法」 下水道協会誌 Vol. 16, No. 178, pp.40~51, 1978

第2編 汚泥処理の機能解析に関する検討

緒言

第1編で述べたように、近年、汚泥の沈降濃縮性が悪化してきたことにより、消化槽での消化日数の短縮による有機物減少率の低下、加温エネルギーの増大、薬品添加量およびケーキ含水率の増加等、汚泥処理過程において種々の問題が生じて来ている。

このため、機械濃縮機の導入や新しい脱水機種の開発、さらには単位プロセスを組合せたシステムとしての検討等の汚泥処理に関する研究開発が各方面で進められている。

本編では、汚泥の性状が汚泥処理の各单位プロセスの運転管理に重大な影響を与えていることから、大阪市の近年の実運転データに基づいて、各单位プロセス毎に、その処理機能に及ぼす影響因子について解析を行い、各施設の適正な設計ならびに運転管理手法確立のための検討を行った。

汚泥の性状は流入下水の性状、水処理運転状況、汚泥処理運転状況（特に場内返流水）等によって決まってくるものと考えることができるが、一方、流入下水の性状は特殊な場合を除いて下水道側で制御することが困難であり、与条件として容認せざるを得ない。

水処理運転状況と発生汚泥の性状の関係は大変重要なものであり、特に余剰汚泥の性状は水処理運転方法の影響を大きく受けるものである。

バルキングは活性汚泥法による水処理の最大の問題点で、水処理を困難にするばかりでなく、濃縮困難な汚泥となることによって汚泥処理全体の効率を大きく低下させるものである。バルキング時にはSVIが400～500に達することもあるが、合流式を採用している大阪市でのバルキングの問題は、現在のところ全体的に見れば一部の処理場の一時的現象であり、大部分の処理場は年平均SVIで90～150（昭和59年度）の範囲にある。

ここでは発生汚泥の性状は与条件として考え、汚泥処理プロセスならびにシステムの検討を行うものである。

汚泥処理を効率的に行うための水処理システムの検討は汚泥処理システムの検討・評価の成果をふまえて、今後行うべき重要な課題と考える。

ここでとり挙げた個々のプロセスは、重力濃縮、嫌気性消化、脱水、焼却である。

汚泥濃縮方法には、重力濃縮と機械濃縮があり、一般には、設備がシンプルで消費エネルギーの少ないことから、重力濃縮が用いられている。重力濃縮は、汚泥性状や運転条件等によって、その濃縮効果が大きく影響されるので、濃縮槽投入汚泥濃度、有機物含有率、水温、固形物負荷および汚泥滞留時間（SRT）を影響因子の指標として、それらの濃縮機能に及ぼす影響について検討を行った。

嫌気性消化プロセスは、汚泥の減量化、安定化の手段として、また、消化ガスのエネルギー利用の面から、汚泥処理プロセスの中で重要な位置を占めており、大阪市においても

6 処理場で採用している。嫌気性消化に及ぼす影響因子として、消化日数、投入汚泥の有機物含有率、有機物負荷の影響について検討を行うとともに、消化による臭気抑制の調査やエネルギー回収および利用面から消化機能について考察を加えた。

汚泥脱水については、わが国では機械脱水が主流であり、その機種的主要なものとして真空脱水機、加圧脱水機、遠心脱水機、ベルトプレス脱水機があるが、各種脱水機種の脱水特性について解析を行うとともに、脱水の機能について考察を加えた。

焼却プロセスには、立型多段炉、流動焼却炉、回転乾燥焼却炉等があり、わが国では、立型多段炉の実績が最も多く、最近では、流動焼却炉も臭気対策等の面から一部の都市で採用されつつあるが、大阪市においては全て立型多段炉を採用している。しかし、汚泥の焼却には、多量の補助燃料を必要とするため、脱水ケーキの低含水率化を目指した脱水方式や前乾燥方法の研究が進められている。ここでは、焼却炉における熱収支から、必要エネルギーの実用的な簡易式を導き、その式に基づいて、省エネルギー対策について考察した。

第1章 濃縮

濃縮槽の機能に影響を及ぼすと考えられる諸因子は、主として①投入汚泥濃度、②有機物含有率、③水温、④固形物負荷（SL）、⑤汚泥滞留時間（SRT）等があり、さらに、汚泥の投入および採取方法、汚泥界面高、汚泥の掻き寄せ速度、有効水深等も汚泥の濃縮性や回収率に影響するものと考えられるが、これらの各因子は単独ではなく、相互に関連し合いながら作用するものと予想される。

以下、比較的設計基準に近い条件で運転されている実施設の結果を中心に、濃縮槽の機能に及ぼす操作因子の影響について各々調査すると共に、それらの各因子の相互作用を多変量解析により検討した。

第1節 投入汚泥濃度

濃縮性や回収率に及ぼす投入汚泥濃度の影響については、すでに数多く報告されており、高濃度で投入するよりも1%以下の濃度で投入するほうが、濃縮性および回収率の向上が期待できると言われている^{1),2),3),4),5),6),7)}。

大阪市の濃縮槽運転結果から、採取汚泥濃度および分離液の性状に及ぼす投入汚泥濃度の影響を各々図2-1-1および図2-1-2に示す。

投入汚泥濃度と採取汚泥濃度の間には負の相関関係が認められ、投入汚泥濃度の増加に伴って採取汚泥濃度は徐々に低下する傾向にある。採取汚泥濃度は投入汚泥濃度のほかに水温や汚泥の有機物含有率等の因子も同時に影響するため、かなりばらつきが認められるものの、採取汚泥濃度3%程度を安定して得るためには、概ね、汚泥濃度6,000 mg/ℓ以下で投入する必要がある。また、投入汚泥濃度の増加とともに、分離液の水質も悪化する傾向を示し、この傾向は投入汚泥濃度が1%を超えると急速に現れることから、高い回収率を期待するためには、1%以下の低濃度で投入することが必要になる。

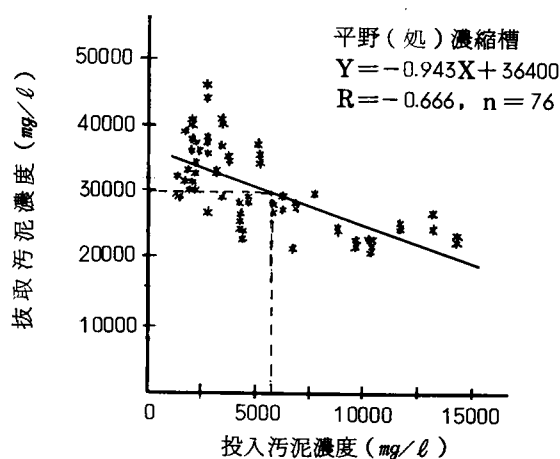


図2-1-1 投入汚泥濃度と採取汚泥濃度の関係

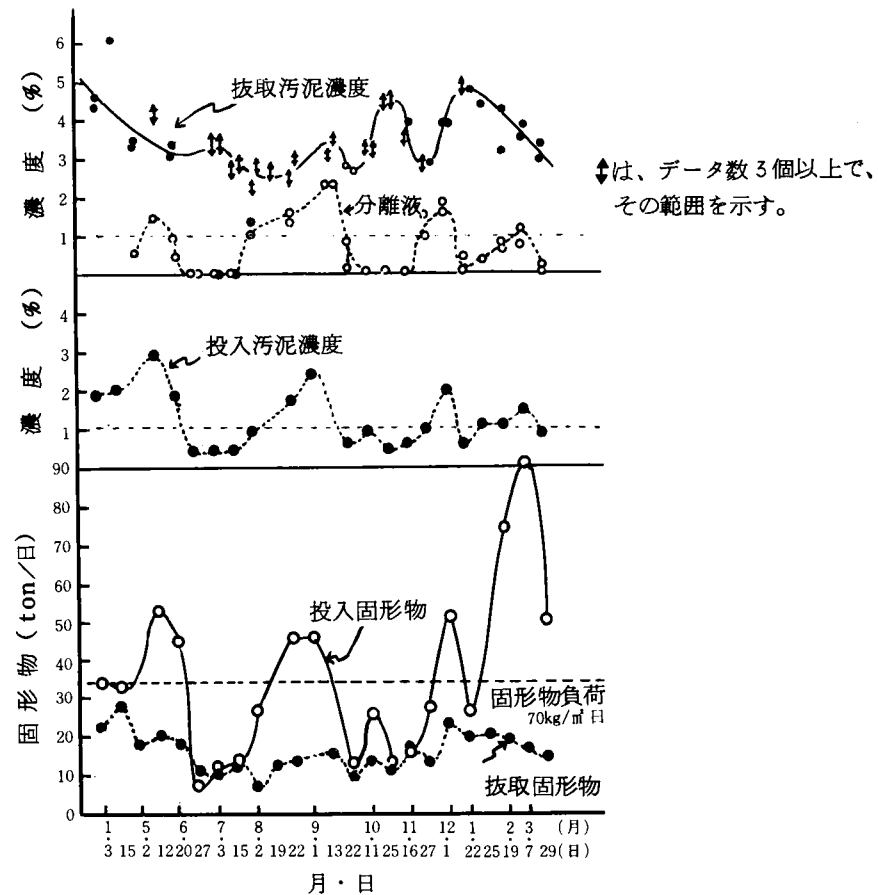


図 2 - 1 - 2 抽出汚泥濃度および分離液水質に及ぼす投入汚泥濃度の影響

第 2 節 有機物含有率 (V S)

汚泥の有機物含有率と抽出汚泥濃度の関係については、一般に投入汚泥の有機物含有率の増加とともに抽出汚泥濃度が低下するといわれており⁸⁾、大阪市でもすでに述べたとおり、全処理場で、有機物含有率の増加に伴う抽出汚泥濃度の低下傾向が経年変化として認められている。代表的な処理場の濃縮槽抽出汚泥濃度と有機物含有率の関係を四季別にプロットして図 2 - 1 - 3 に示したが、投入汚泥の有機物含有率は汚泥の種類や採取時間帯によってかなり変動するので、ここでは比較的安定している抽出汚泥の有機物含有率を用いて検討した。

抽出汚泥濃度と有機物含有率の間には、夏期を除いて相関係数は低い投入汚泥濃度と同様に負の相関傾向がうかがわれ、汚泥の有機物含有率の増加とともに抽出汚泥濃度は減少する傾向にある。

冬期と夏期では抽出汚泥濃度に 1 % 以上の差が認められ、夏期は高い抽出汚泥濃度を安定して得ることが困難なことを示している。

このことは、汚泥中の有機物含有率が水温と極めて密接な関係にあることを示唆しており、また、相関係数が季節によって大きく異なっている原因は、大阪市の下水道が合流式を

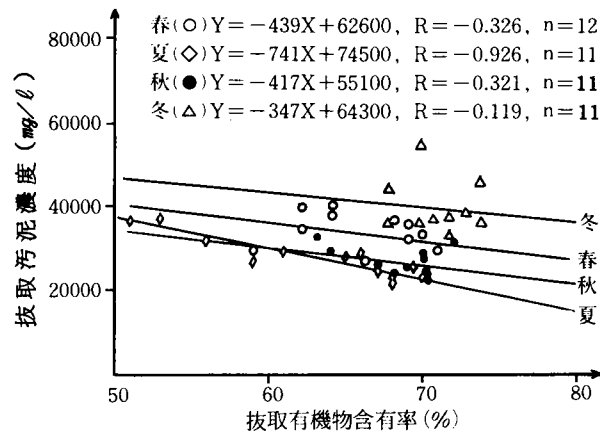


図 2-1-3 汚泥の有機物含有率と抜取汚泥濃度の関係

採用しているため、夏期は降雨の影響をうけて汚泥中の有機物含有率が大幅に変動しているが、他の季節（特に冬期）では降雨の影響が少なく汚泥中の有機物含有率の変動幅が小さいことによるものと考えられる。

第3節 水温

一般に、水温の上昇によって汚泥の腐敗（酸発酵）が促進され、その結果、代謝産物であるガスを生成して汚泥フロックに付着し浮上現象が生じて濃縮性が悪化すると考えられる^{9),10)}。この現象は水温の高い夏期において日常的に発生し、濃度低下の大きな原因の一つになっている。そこで、汚泥の浮上現象が水温とどのような関係にあるかを、シリンダーを用いて検討した。

シリンダー試験から求めた水温と汚泥浮上の関係を図 2-1-4 に示したが、20℃以下では約 24 時間浮上せずにはほぼ安定しているものの、37℃になると 5 時間前後で早くも汚泥浮上現象が認められ、その後の時間経過とともにこの現象が増大している。

このことは、水温が汚泥の濃縮性に極めて大きな影響を与えていることを示しており、水温の高い夏期は、汚泥の腐敗がなるべく進行しないような対策が必要となる。そのため夏期には、できるだけ新鮮な汚泥を投入することはもちろん、他の季節より SRT を短かくし、また、汚泥ブランケットを低く維持する等、適切な運転管理が要求される。

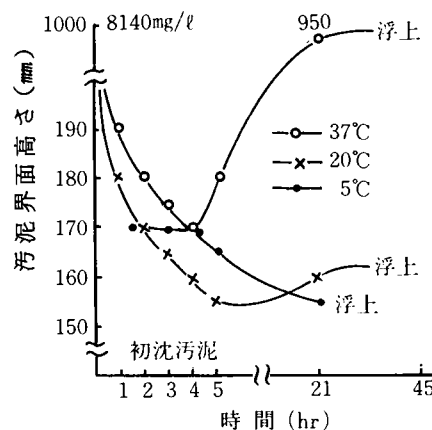


図 2-1-4 水温と汚泥浮上の関係（シリンダー試験）

第4節 固形物負荷（SL）

固形物負荷は、重力濃縮槽の施設設計基準の重要な指標となっており^{3),4),9),11)}。一般には $60 \sim 90 \text{ kg}/\text{m}^2$ 日の範囲で設計されているが、大阪市では従来から Keefer³⁾ の報告を参考にして $70 \text{ kg}/\text{m}^2$ 日で設計を行っている。

固形物負荷と抜取汚泥濃度および分離液水質の関係を実施設の運転データからプロットして各々図2-1-5および図2-1-6に示す。

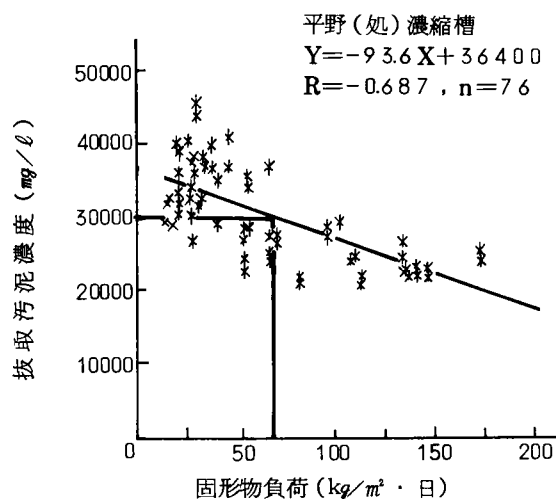


図2-1-5 固形物負荷と濃縮効果

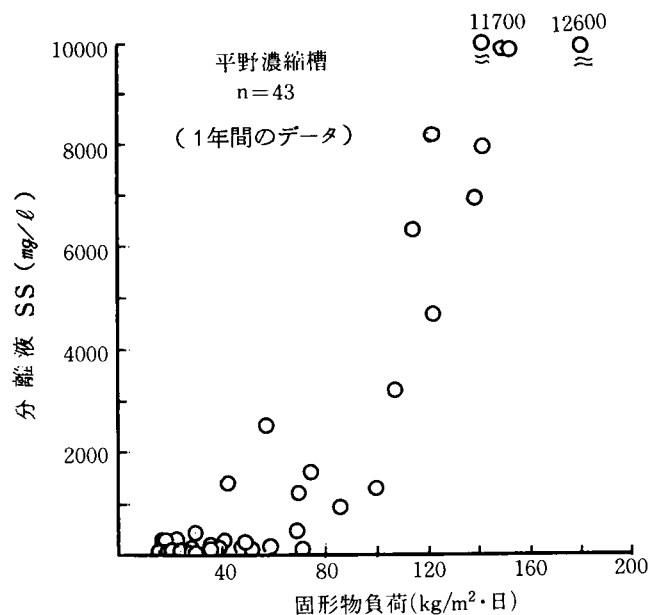


図2-1-6 固形物負荷と分離液水質の関係

抜取汚泥濃度と固形物負荷の間には比較的高い負の相関関係が認められ、抜取汚泥濃度は固形物負荷の増加に伴って、明らかに低下傾向を示している。その結果、抜取汚泥濃度3%程度を安定して得るためには、概ね、固形物負荷 $70 \text{ kg}/\text{m}^2$ 日以下で運転することが必

要になる。一方、分離液の水質は、固形物負荷 $70 \sim 100 \text{ kg}/\text{m}^2$ 日を境にして急激に悪化する傾向が認められるので、分離液の SS 濃度を $1,000 \text{ mg}/\ell$ 以下にして安定した回収率を得るためには、3%の抜取汚泥濃度を得るための固形物負荷とほぼ同程度の運転条件が要求される。

これらのことから、大阪市設計基準の $70 \text{ kg}/\text{m}^2$ 日はほぼ妥当な値と考えられる。

第5節 汚泥滞留時間 (SRT)

濃縮槽における適正な SRT 値は、水温等によってかなり変動すると言われているが¹²⁾、一般的には $10 \sim 24$ 時間程度の範囲であると考えられる。

SRT と抜取汚泥濃度の関係を四季別にプロットした結果を図 2-1-7 に示す。

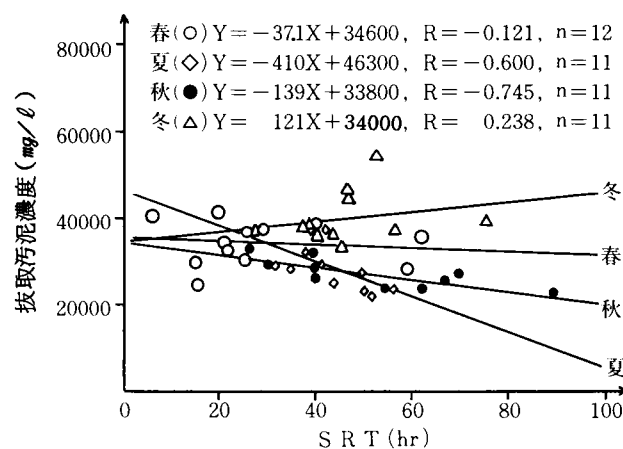


図 2-1-7 SRT と抜取汚泥濃度の関係 (四季別)

秋期を除いていずれも相関は悪いが、春夏秋期においては、抜取汚泥濃度は SRT が長くなるに従って低下する傾向を示し、特に、夏期における低下傾向が顕著に認められる。これは水温の上昇によって汚泥の腐敗が促進されることに起因するものと考えられ、水温の高い夏期は比較的短い SRT で運転する必要があることを示している。

しかしながら、本濃縮槽は $20 \sim 70$ 時間というかなり長い SRT で運転されているため、図から高濃度汚泥を抜取るための適正な必要最小 SRT を見い出すことは出来なかった。

第6節 多変量解析

濃縮槽の機能に影響を及ぼす諸因子について、各々検討してきたが、濃縮槽の機能は必ずしも一つの因子では説明できず、多くの因子が相互に関連し合いながら作用しているものと考えられる。

そこで、先に述べた各因子の検討結果を基に、抜取汚泥濃度を目的変数とし、水温、有機物含有率 (VS%)、投入汚泥濃度、固形物負荷、並びに、SRT を各々説明変数として、重回帰分析による検討を行った。説明変数のうち、投入汚泥濃度と固形物負荷は図 2

－１－８に示すように、ほとんど同一の運転条件を現わす指標になっているので、ここでは両者のうち投入汚泥濃度を説明変数として用いた。

変数増減法を用いて求めた重回帰式とその重相関係数および寄与率を表２－１－１に示す。

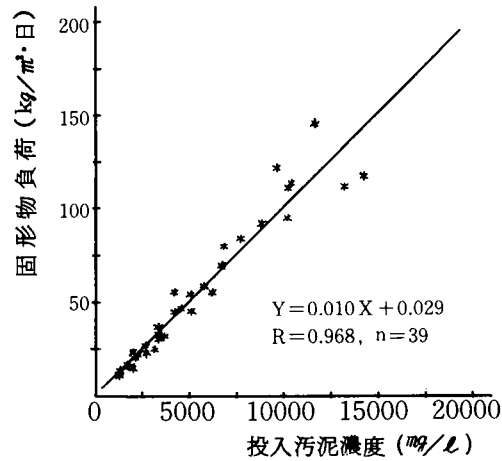


図２－１－８ 投入汚泥濃度と固形物負荷の関係

表２－１－１ 抜取汚泥濃度に及ぼす各因子の重回帰分析結果

項目 変数	重 回 帰 式	重 相 関 係 数
		寄 与 率
X_1	$Y = -0.918X_1 + 36,500$	$\frac{0.678}{0.459}$
X_1X_2	$Y = -0.956X_1 - 431X_2 + 45,800$	$\frac{0.804}{0.646}$
$X_1X_2X_3$	$Y = -0.927X_1 - 575X_2 - 298X_3 + 68,700$	$\frac{0.826}{0.682}$

ただし、 Y = 抜取汚泥濃度 (mg/l)

X_1 = 投入汚泥濃度 (mg/l)

X_2 = 水温 ($^{\circ}C$)

X_3 = VS (%)

抜取汚泥濃度に最も大きな影響を及ぼしている変数は、投入汚泥濃度で重相関係数 0.678 および 寄与率 0.459 を示し、次いで水温および有機物含有率の順で抜取汚泥濃度に影響を及ぼしていることがわかる。

その結果、これら投入汚泥濃度、水温並びに有機物含有率の3変数による重相関係数および寄与率は各々、0.826、0.682と高い値を示し、抜取汚泥濃度に対する影響因子のうち、かなり大きな比重を占めている。

なお、有機物含有率は投入汚泥濃度や水温に比べると、抜取汚泥濃度に対する寄与率が低い傾向にあるが、この原因は対象とした処理場の最近1年間のデータを用いて解析を行ったのでその変動巾が少なく、このような傾向を示したと推定される。

一方、SRTについても同様に、重回帰分析を行ったが、他の変数に比べると寄与率が低く、有意差が認められなかった。これは、実施設のSRTが20～70時間というかなり長い条件下で運転されており、抜取濃度に影響を及ぼさなかったものと考えられる。

参考文献

- 1) W.Rudolfs, R.P.Logan 「Effect of Temperature on Sludge Concentration」 Sewage Works Journal, Vol. 5, No. 3, pp.409～428, 1933
- 2) W.N.Torpey 「Concentration of Combined Primary and Activated Sludges in Separate Thickening Tanks」 J.S.E.D, ASCE, Vol. 80, No. 1, pp.1～17, 1954
- 3) C.E.Keefer 「Thickening of Raw Sludge」 Water and Sewage Works, Vol. 107, No. 6, pp.218～222, 1960
- 4) R.S.Burd 「A Study of Sludge Handling and Disposal」 Federal Water Pollution Control Administration, Publication WP-20-4, May, 1968
- 5) C.F.Lockyear 「Pilot-Scale Experiments on Continuous Gravity Thickening of Activated Sludge」 Water Res. Center Rept. 97, Stevenage, U.K., 1978
- 6) 長谷川 博 他 「重力濃縮の改良に関する一考察」 第19回下水道研究発表会講演集, pp.502～504, 1982
- 7) 河田 雄一 他 「重力濃縮における汚泥濃度改善実験（投入汚泥濃度の変化とその影響）」 第20回下水道研究発表会講演集, pp.559～561, 1983
- 8) W.E.Budd 「Thickening of Raw Organic Sludge」 Proc. of 8th Southern Municipal and Ind. Waste Conf., Univ of North Carolina, pp.163～177, 1959
- 9) A.E.Sparr, V.Grippi 「Gravity Thickeners for Activated Sludge」 JWPCF, Vol. 41, No. 11, pp.1886～1903, 1969
- 10) 日本下水道事業団 「汚泥管理手法の改善に関する調査報告書」 昭和52～55年
- 11) G.J.Schroepfer, N.R.Ziemke 「Factors Affecting Thickening in Liquid Solids Separation」 National Institute of Health, Sanitary Engineering Report, No. 156S, March, 1964
- 12) 日本下水道協会 「既設処理場の改善指針（案）」, 1984

第2章 嫌気性消化

汚泥の嫌気性消化に影響を及ぼす主要な因子として、消化日数、汚泥の性状、有機物負荷、消化温度等があり、さらに、汚泥の投入および採取方法、攪拌等の運転条件によっても影響されるものと考えられる。

そこで、消化機能の評価指標として、有機物減少率および投入有機物当りのガス発生量を用い、これらに影響を及ぼす因子について、大阪市の全消化槽の昭和57～59年の3カ年の運転実績データに基づいて検討を行った。

本章で用いた各指標は、以下の式により求めた。

$$1) \text{ 有機物減少率 } r(\%) = \left\{ 1 - \frac{(100 - \alpha) \times \beta}{\alpha \times (100 - \beta)} \right\} \times 10^2 \quad \dots\dots\dots (2.1)$$

$$2) \text{ 消化日数 } t(\text{日}) = \frac{V}{Q} \quad \dots\dots\dots (2.2)$$

$$3) \text{ 有機物含有率 } \alpha(\%) = \frac{C_v}{C_T} \times 10^2 \quad \dots\dots\dots (2.3)$$

$$4) \text{ 有機物負荷 } L(\text{kg}/\text{m}^3\text{日}) = \frac{Q \times C_v \times 10^{-3}}{V} \quad \dots\dots\dots (2.4)$$

$$5) \text{ 投入有機物当りのガス発生量 } G_n(\text{m}^3/\text{ton}) = \frac{G \times 10^6}{Q \times C_v} \quad \dots\dots\dots (2.5)$$

$$6) \text{ ガス発生倍率 } N(\text{m}^3/\text{m}^3) = \frac{G}{Q} \quad \dots\dots\dots (2.6)$$

ここで、 β : 消化汚泥の有機物含有率(%)

V : 消化槽容量(m^3)

Q : 投入汚泥量($\text{m}^3/\text{日}$)

C_T : 投入汚泥濃度(mg/ℓ)

C_v : 投入汚泥有機物濃度(mg/ℓ)

G : ガス発生量($\text{m}^3/\text{日}$)

第1節 消化日数

消化日数 t と有機物減少率 r の関係を図2-2-1に示した。消化日数は、一般に、中温消化の場合、1次槽で約20日、2次槽で10日程度が適当とされている^{1),2),3),4)}。図2

－２－１において、消化日数 t は、約１０～３０日の範囲にあり、有機物減少率 r は、２０～５０％の範囲でかなりばらつきがあるが、有機物含有率６０％以下のものを除いて有意水準９９％で消化日数 t と有機物減少率 r の間には正の相関がみられる。

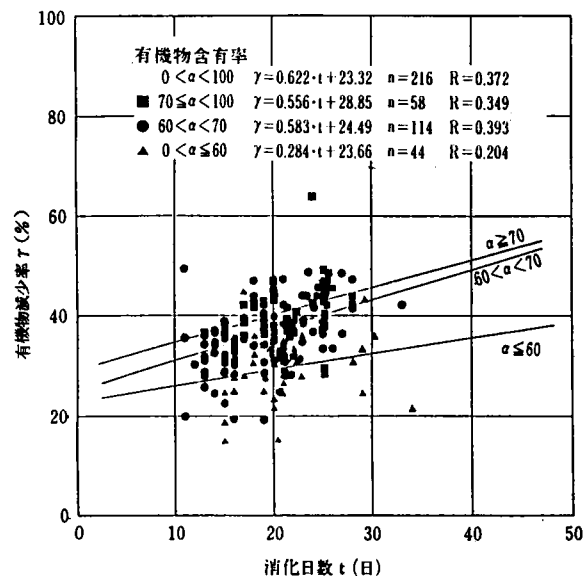


図 2-2-1 消化日数と有機物減少率の関係

投入汚泥の有機物含有率 α を７０％以上、６０～７０％、６０％以下のデータに区分してみると、いずれもかなりばらつきがあるものの、有機物含有率 α が高くなる程、有機物減少率 r が高くなる傾向がみられる。

消化日数 t と投入有機物当りのガス発生量 G_n の関係を図示すると図 2-2-2 のようになる。消化日数約１０～３０日の範囲では、消化日数 t と投入有機物当りのガス発生量 G_n の間にかなり有意な正の相関がみられた。

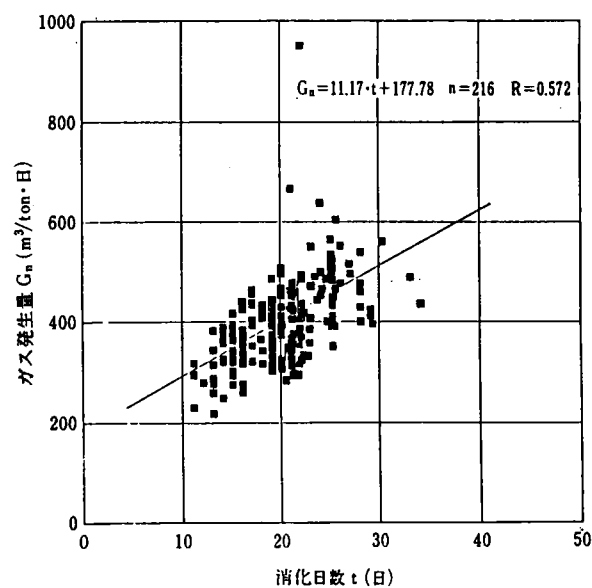


図 2-2-2 消化日数と投入有機物当りのガス発生量の関係

第 2 節 有機物含有率

投入汚泥の有機物含有率 α と有機物減少率 r の関係は、図 2-2-3 に示すように比較的高い正の相関がみられ、消化日数 20 日以上、以下のいずれも同様の傾向が示された。消化日数 20 日以上のデータにより求めた回帰式からすれば、投入汚泥の有機物含有率 α が 70 % の場合、有機物減少率 r は、概ね 40 % 程度になる。

一方、有機物含有率 α と投入有機物当りのガス発生量 G_n を示すと図 2-2-4 のよう

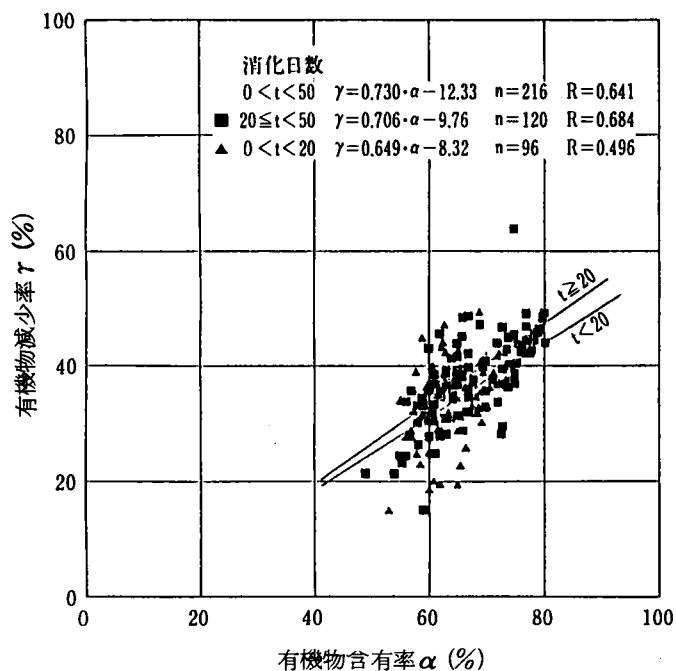


図 2-2-3 有機物含有率と有機物減少率の関係

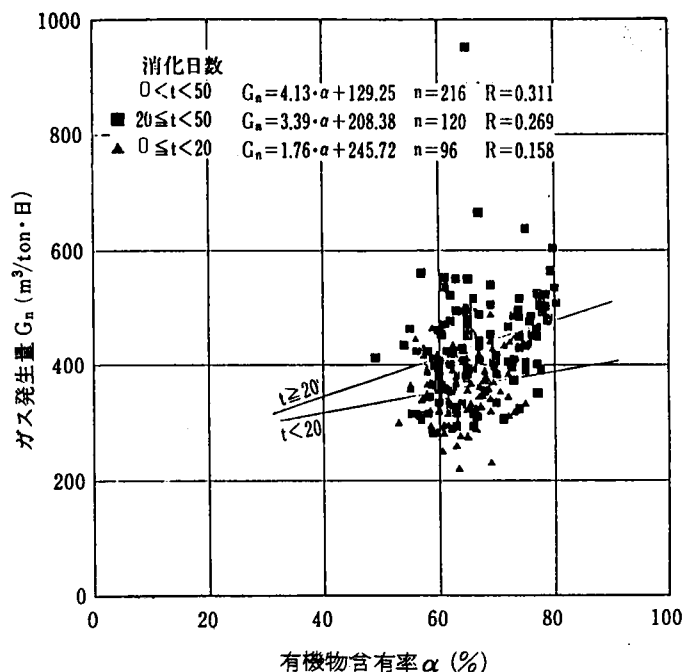


図 2-2-4 有機物含有率と投入有機物当りのガス発生量の関係

に、あまり良い相関はみられなかった。投入有機物 1 kg 当りのガス発生量は、約 0.3 ~ 0.5 m^3 の範囲でばらついており、これは、ガス発生量は、以下に述べるように汚泥の有機物組成と消化の進行度によって異なるため、有機物含有率という包括的な指標で表わすことに無理があるものと思われる。

Readiger によれば、分解可能な有機物 1 g 当りのガス発生量は、炭水化物 790 ml/g 、有機性脂肪 1,250 ml/g 、たんぱく質 704 ml/g になるとしている⁵⁾。一方有機物の分解速度は、炭水化物が最も速く、次いで脂肪、たんぱく質の順である。従って、ガス発生量は、これら成分含有量と消化日数の影響が大きいものと考えられる。

第 3 節

有機物負荷 L と有機物減少率 r の関係は、図 2-2-5 に示すように、有機物負荷の変動範囲 0.4 ~ 2.0 kg/m^2 日では、有意な相関はみられなかった。標準的な中温消化槽の有機物負荷は、0.48 ~ 1.6 kg/m^2 日程度とされており^{6), 7), 8)}、また、細菌の生存に最適な条件を確保し、汚泥濃度を高めることによって可能とされている高効率消化法では、有機物負荷を 3 ~ 5 kg/m^2 日まで高め得るといわれている^{9), 10), 11), 12)}。図 2-2-5 の有機物負荷の変動範囲は、標準的な負荷範囲内であり、しかも比較的狭い範囲にデータが集中しているため、有機物減少率に対する影響が顕著に現れなかったのかもしれない。一方、投入有機物当りのガス発生量 G_n と有機物負荷 L の関係は、図 2-2-6 に示すように両者の間に負の相関がみられる。

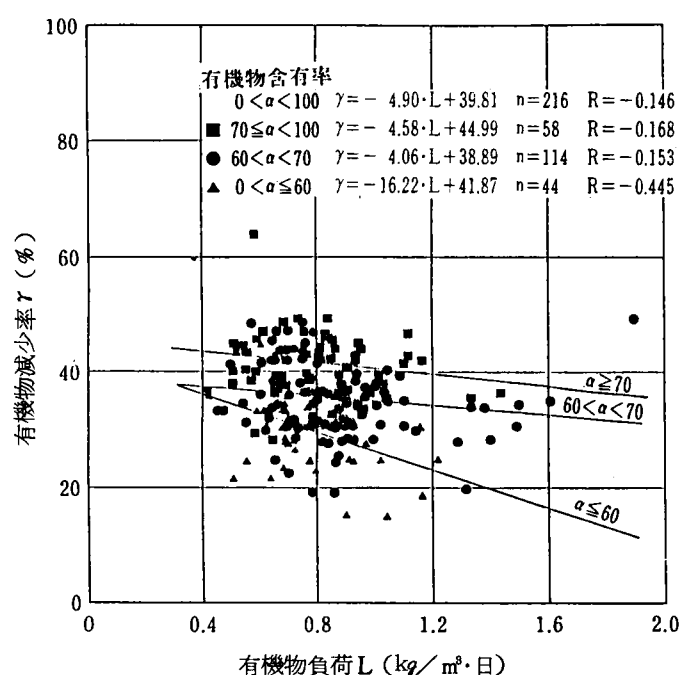


図 2-2-5 有機物負荷と有機物減少率の関係

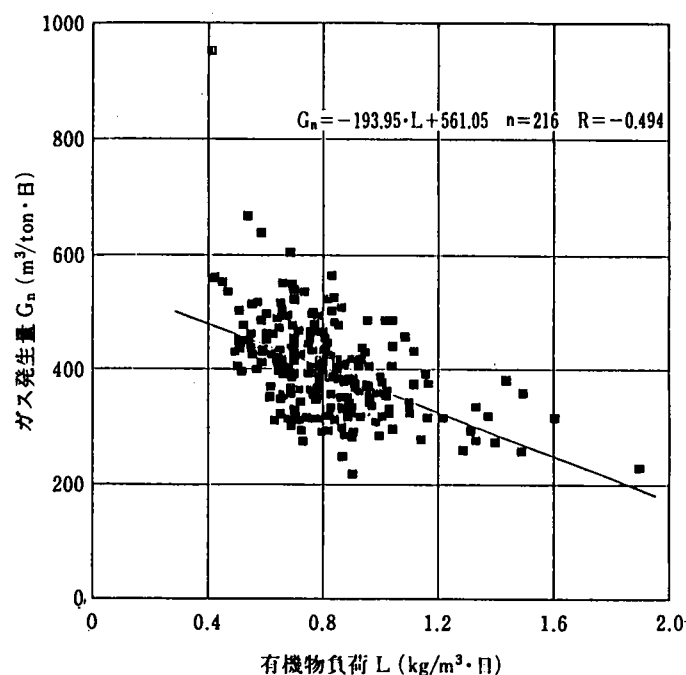


図 2-2-6 有機物負荷と投入有機物当りのガス発生量の関係

第 4 節 多変量解析

有機物減少率および投入有機物当りのガス発生量に影響を及ぼすと考えられる因子として、消化日数、有機物含有率、有機物負荷について検討を行ったが、これらの個々の因子との関係は、必ずしも明確でなく、また、有機物減少率とガス発生量に対する影響傾向が異なっており、種々の要因が複雑に関連しながら作用しているものと考えられる。

そこで、有機物減少率 r および投入有機物当りのガス発生量 G_n を目的変数とし、消化日数 t 、有機物含有率 α および有機物負荷 L を説明変数として重回帰分析を行い、これらの因子の影響度の検討を行った。説明変数のうち、消化日数 t と有機物負荷 L は、相互に関連を有する因子であるが、ここでは、独立変数として取り扱った。

変数増減法により求めた重回帰式とその重相関係数および寄与率を表 2-2-1 に示した。有機物減少率 r に影響を及ぼしている因子は、有機物含有率 α と消化日数 t の 2 変数であるが、有機物含有率 α の影響度が大きく、その寄与率は 0.374 で、2 変数による重相関係数は 0.674、寄与率 0.455 である。有機物負荷 L については、有意な相関が認められなかった。投入有機物当りのガス発生量 G_n に対する各因子の影響度は、消化日数 t が最も大きく、次いで有機物負荷 L 、有機物含有率 α の順で、これら 3 変数による重相関係数

は 0.633、寄与率は 0.402 であった。

表 2-2-1 消化効率に及ぼす各因子の重回帰分析結果

重 回 帰 式	重 相 関 係 数	寄 与 率		
		係 数	各 因 子	
$r = 0.66\alpha + 0.36t - 15.26$	0.674	0.455	α	0.374
			t	0.081
$G_n = 3.07\alpha + 6.37t - 114.64L + 166.93$	0.633	0.402	α	0.072
			t	0.185
			L	0.145

ただし、 r : 有機物減少率(%)

G_n : ガス発生量/投入有機物(m^3 /ton)

α : 有機物含有率(%)

t : 消化日数(日)

L : 有機物負荷(kg/m^2 日)

以上のように、ここで取り上げた三つの説明変数による有機物減少率 r およびガス発生量 G_n に対する影響の寄与率は、いずれも 0.4～0.45 程度にしか得られなかったが、これは、消化に対して有機物組成等の汚泥性状や消化温度等の操作条件等のこれら以外の種々の要因が関与していることや、各処理場毎に消化温度等の運転条件が異なるデータを用いていることによるものと考えられる。

また、有機物減少率とガス発生量に対する各種因子の影響は、一般に同一の傾向が示されるものと考えられるが、本検討結果では、明らかに差異がみられた。これは、先にも述べたように、有機物の分解速度および単位グラム当りのガス発生量が有機成分によって異なることによるものと考えられる。即ち、有機物含有率が高くても、分解速度の速い炭水化物が少なく、分解速度の遅いたんぱく質が多い汚泥では、消化日数が短い場合にはガス発生量が少なくなる。従って、ガス発生量については、有機物含有率のような包括的な指標ではなく、汚泥中の有機物組成に基づいた評価が必要であると考えられる。

第 5 節 臭気の抑制

嫌気性消化の大きな特徴の一つは、汚泥の安定化による臭気の抑制にあり、大阪市においても消化プロセスを採用する際の根拠の一つになっている。そこで、その臭気抑制の効果を脱水ケーキの状態、生汚泥と比較することにより調査した。

表 2-2-2 にポリマ添加脱水 5 分後と 24 時間後の生および消化汚泥ケーキの三点比

較臭袋法による臭気測定結果を示す。測定は、5ℓのポリ容器に500gのケーキを入れ、栓を開放したまま5分後に容器内の臭気を吸引し、24時間後の場合は、栓をしたまま一昼夜放置した容器を開放し、5分後に容器内の臭気をサンプリングすることにより行なった。

表 2 - 2 - 2 消化と生方式の臭気濃度比較

(ポリマー法脱水ケーキ)

処 理 場	消化方式の 臭気濃度	生方式の 臭気濃度	臭気濃度比 (生/消化)	条 件	
				季節	測 定 時 間
大 野	980	1,700	1.73	夏	脱水5分後
海老江	17,400	41,200	2.37	春	
中 浜	230	1,700	7.39	夏	
大 野	7,400	42,000	5.68	夏	脱水24時間後
海老江	7,300	23,200	3.18	春	
中 浜	15	98	6.53	夏	
中 浜	55	410	7.45	冬	

臭気濃度の絶対値は、処理場間で大きな差がみられ、また、時間経過による変化は、24時間後に汚泥の種類にかかわらず臭気の強くなっている場合と逆の場合があるが、消化汚泥は生汚泥に比べ、脱水5分後で約 $\frac{1}{2}$ ～ $\frac{1}{4}$ 、24時間後で約 $\frac{1}{3}$ ～ $\frac{1}{4}$ の臭気濃度を示している。このことから、嫌気性消化法は、生汚泥方式に比較して汚泥の臭気を抑制し環境対策を有利にすることができるといえる。

第6節 考察

以上の実運転データに基づく検討結果から、有機物減少率に最も大きな影響を及ぼす因子は、有機物含有率であり、一方、ガス発生量に対しては、消化日数の影響が最も大きいことが明らかになった。

有機物負荷については、有機物減少率との間で有意な相関は見出せなかったが、消化反応が生物反応によるものである限り、消化反応にあずかる菌体量によってその反応が規定されるものと考えられることから、消化槽内の消化汚泥濃度を高く保持することによって、有機物負荷量を高めることが可能であると考えられる。

即ち、投入汚泥濃度を高濃度にし、消化槽内濃度を高めることによって、高負荷運転が可能となる。

消化日数 t 、有機物負荷 L および有機物含有率 α の関係は、前述の(2.2)式、(2.3)

式、(2.4)式から、

$$t = C_T \cdot \alpha \cdot 1 / L \cdot 10^{-5} \dots\dots\dots (2.7)$$

となり、消化日数 t は、投入汚泥濃度 C_T に比例する。

(2.7)式において、有機物含有率 $\alpha = 70\%$ 一定として有機物負荷 L と消化日数 t の関係を図示すると図2-2-7のようになり、同一有機物負荷量において、投入汚泥濃度を高くすることにより、消化日数は長くなることがわかる。

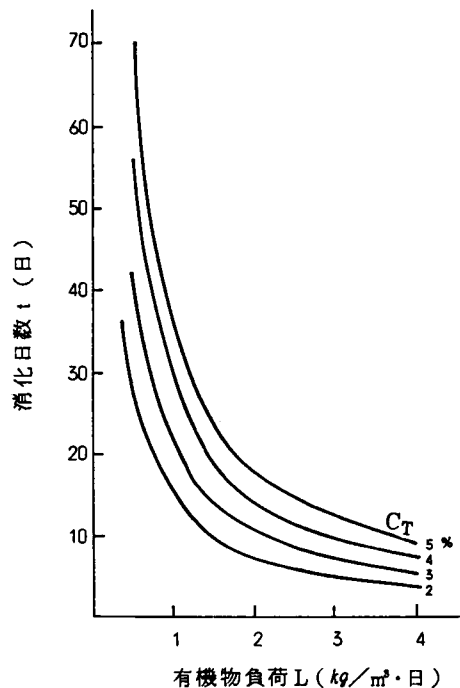


図2-2-7 汚泥濃度及び有機物負荷と消化日数の関係

また、ガス回収および利用面から考察すると以下のとおりである。

本市における消化ガスの発生量と利用状況は表2-2-3に示すとおりである。昭和59年度の日平均ガス発生量は、全市で約44,000 m^3 /日で、そのうち約82%を消化槽加温蒸気ボイラーおよび焼却炉の燃料として利用している。焼却炉を設置している処理場では、発生ガスを焼却炉の補助燃料として優先的に使用することにより、ほぼ全量を有効に利用しているが、焼却炉のない処理場では、消化ガス利用率が低く、夏期を中心に相当量の余剰ガスを生じており、その有効利用方法を考えていく必要がある。

今、消化ガスを消化槽の加温とガス発電に利用する場合について考えると、消化槽の加温に必要な熱量は、次式で表わされる。

$$H = Q \cdot 10^3 \cdot (35 - T) / \eta_B \cdot \eta_T \dots\dots\dots (2.8)$$

ここで、 H : 必要加温熱量 ($kcal$ /日)

Q : 投入汚泥量 (m^3 /日)

T : 投入汚泥温度(℃)

35 : 消化槽内温度(℃)

η_B : ボイラー熱効率

η_T : 配管、消化槽等の熱効率

消化ガスで消化槽の加温のみを賄う場合の必要ガス量は、投入汚泥量当りのガス発生倍率をN、消化ガスの発熱量を5,500 kcal/m³とし、H = 5,500 × N × Qを(2.8)式に代入して、

$$N = \frac{2}{11} \times \frac{35 - T}{\eta_B \cdot \eta_T} \dots\dots\dots (2.9)$$

となる。

また、消化ガスによりガス発電を行い、その廃熱回収で消化槽を加温する場合の必要ガス量は、ガス発電の廃熱回収率をrとすると、H = 5,500 × N × Q × rから、

$$N = \frac{2}{11} \times \frac{35 - T}{r \cdot \eta_T} \dots\dots\dots (2.10)$$

(2.9)式・(2.10)式において、冬期(T = 10℃)および春秋期(T = 17℃)における熱効率($\eta_B \cdot \eta_T$ または η_T)とガス発生倍率Nの関係をr = 0.4として図示すると図2-2-8のようになる。

表2-2-3 消化ガス利用状況

(昭和59年度)

項目 処理場	ガス発生量 (m ³ /日)	ガス利用先	消化ガス 利用率(%)	消化ガス 依存率(%)	補助燃料
大野	9,549	消化槽加温 蒸気ボイラ	71	88	灯油
海老江	5,316	"	55	72	重油
中浜	7,369	"	86	98	灯油
放出	10,892	焼却炉 補助燃料	100	0	灯油
津守	3,919	蒸気ボイラ及 び焼却炉燃料	97	74	重油
住之江	6,910	消化槽加温 蒸気ボイラ	79	95	重油
平均	*4,395.5	—	82	87	—

消化ガス利用率 = $\frac{\text{消化ガス利用量}}{\text{消化ガス発生量}}$

消化ガス依存率 = $\frac{\text{消化槽加温に使用する消化ガス量}}{\text{消化槽加温必要燃料}}$

*合計量を示す。

本市の実運転データから求めた消化槽の熱効率、表 2-2-4 のようになる。冬期と夏期でほとんど差がみられず、ボイラー熱効率約 84 %、消化槽での熱効率約 75 %、総括熱効率は約 67 % である。

表 2-2-4 消化槽加温熱効率

	総括熱効率	ボイラー熱効率	配管、消化槽の熱効率
冬 季	66.4%(9)	80.0%(8)	80.8%(8)
夏 季	67.1%(8)	87.4%(8)	67.6%(6)
平 均	66.7%(17)	83.7%(16)	75.2%(14)

() は調査件数

$$\text{総括熱効率} = \frac{\text{投入汚泥量} \times \text{加温温度}}{\text{消化ガスと油の供給熱}}$$

$$\text{ボイラー熱効率} = \frac{\text{給水量} \times (i'' - i)}{\text{消化ガスと油の供給熱}}$$

$$\text{消化タンク熱効率} = \frac{\text{投入汚泥量} \times \text{加温温度}}{\text{給水量} \times (i'' - i)}$$

ただし i : 給水のエンタルピー

i'' : 蒸気のエンタルピー

図 2-2-8 において、本市の実績総括熱効率 67 % における冬期の消化槽加温に必要なガス発生倍率は、約 6.8 倍となる。表 1-6 (第 1 編) に示した本市の 59 年度の全処理場平均ガス発生倍率 N は、6.1 倍であるので、冬期には、消化ガスだけでは、賄いきれない状態にあることがわかる。

また、ガス発電を行う場合には、熱効率 67 % の時、春秋で、約 12 倍以上のガス発生倍率が必要であり、59 年度の本市の実績は、その 1/2 程度にしかない。従って、消化ガスの有効利用を図るには、さらに消化効率を高め、ガス発生量の増加を図る必要がある。

嫌気性消化に影響を及ぼす主要な因子のうち、投入汚泥の有機物含有率およびその組成は、流入下水の水質にほとんど規定され、また、ガス発生量の面からみれば、消化日数を長くとり程多くなるが、過大に長くすると熱効率の低下をきたし、必要エネルギー量の増加につながり、用地確保も問題となる。

従って、消化ガスの回収率を高め、有効利用を図る手段としては、投入汚泥の濃度を高め、投入汚泥量を少なくして必要エネルギーの削減を図り、ガス発生倍率を高める方法、即ち、高濃度消化法がより効果的な方策であると考えられる。

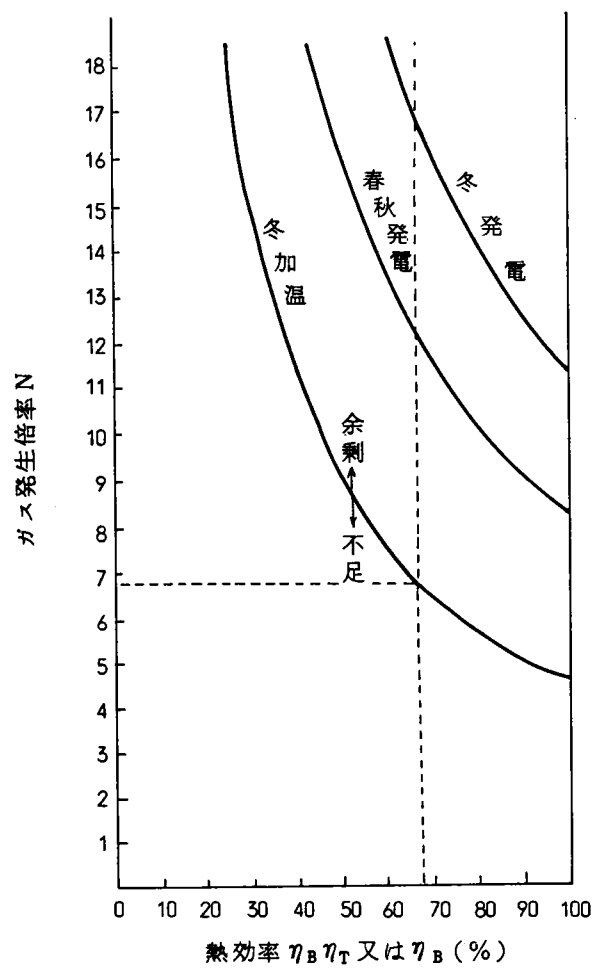


図 2-2-8 ガス利用における必要ガス発生倍率

参考文献

- 1) Technical Practice Committee 「Operaton of Wastewater Treatment Plant」
Manual of Practice, No. 11, WPCF
- 2) E.Hindin, G.H.Dunstan 「Effect of Detention Time on Anaerobic Digestion」
JWPCF, Vol. 32, No. 9, pp.930～938, 1960
- 3) C.N.Sawyer, J.S.Grumbly 「Fundamental Consideration in High Rate Digestion」
J.S.E.D. ASCE, Vol. 86, No. 3, p.49, 1960
- 4) 建設省都市局下水道部監修 「下水道施設設計指針と解説」 日本下水道協会, 1984
- 5) 岩井 重久 等 「下・廃水汚泥の処理」 コロナ社, 1968
- 6) A.M.Buswell 「Fundamentals of Anaerobic Treatment of Organic Matter」 Sewage
and Industrial Wastes, Vol. 29, No. 6, p.717, 1957
- 7) L.E.Mueller, E.Hindin, J.W.Lunsford, G.H.Dunstan 「Some Characteristics of
Anaerobic Sludge Digestion」 Sewage and Industrial Waste, Vol. 31, No. 6,
pp.669～677, 1959
- 8) 化学工学協会編 「スラッジの処理技術と装置」 培風館, 1978
- 9) W.N.Torpey 「High-Rate Digestion of Concentrated Primary and Activated
Sludge」 Sewage and Industrial Wastes, Vol. 26, No. 4, pp.479～496, 1954
- 10) W.N.Torpey 「Loading to Failure of a Pilot High-Rate Digester」 Sewage
and Industrial Wastes, Vol. 27, No. 2, pp.121～148, 1955
- 11) W.W.Eckenfeder, Jr., D.J.O'Connor 「Biological Waste Treatment」 Pergamon
Press, 1961
- 12) H.R.Zablatsky, G.T.Bare, Jr. 「High-Rate Digester Loadings」 JWPCF, Vol. 43,
No. 2, pp.268～277, 1971

第3章 脱水

第1節 脱水特性

脱水性能は、脱水機種、脱水用薬品の種類等により異なるが、その機能に影響を与える汚泥性状因子としては、汚泥濃度、有機物含有率等がある。ここでは、各脱水機種ごとにこれらの因子が脱水性能に与える影響を実運転データをもとに解析する。

図2-3-1および図2-3-2はそれぞれ、真空脱水の石灰法と過酸化水素法において、汚泥濃度が滲過速度に及ぼす影響の一例を示したものである。ここで、石灰法の供給汚泥は、消化汚泥20%と生汚泥80%の混合汚泥であり、過酸化水素法では、消化洗浄汚

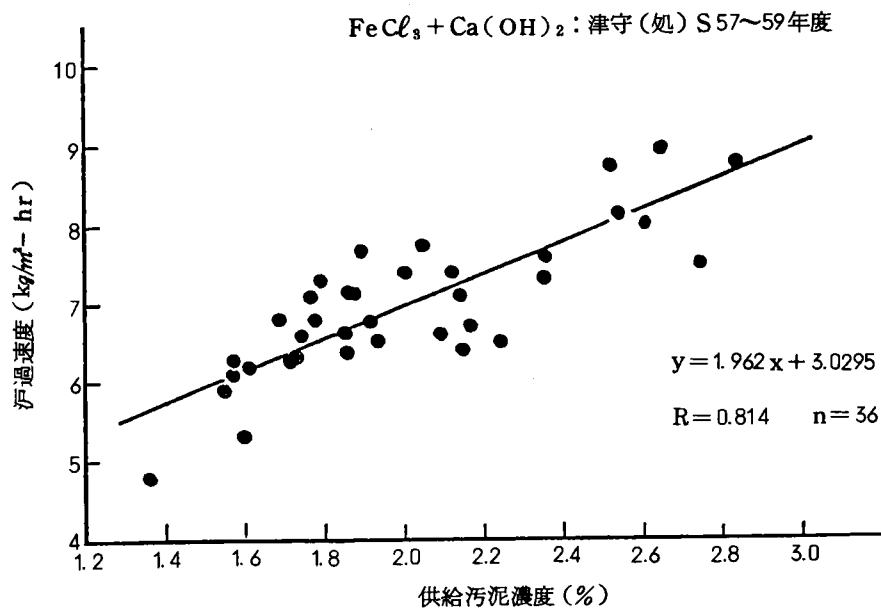


図2-3-1 汚泥濃度と滲過速度(石灰法)

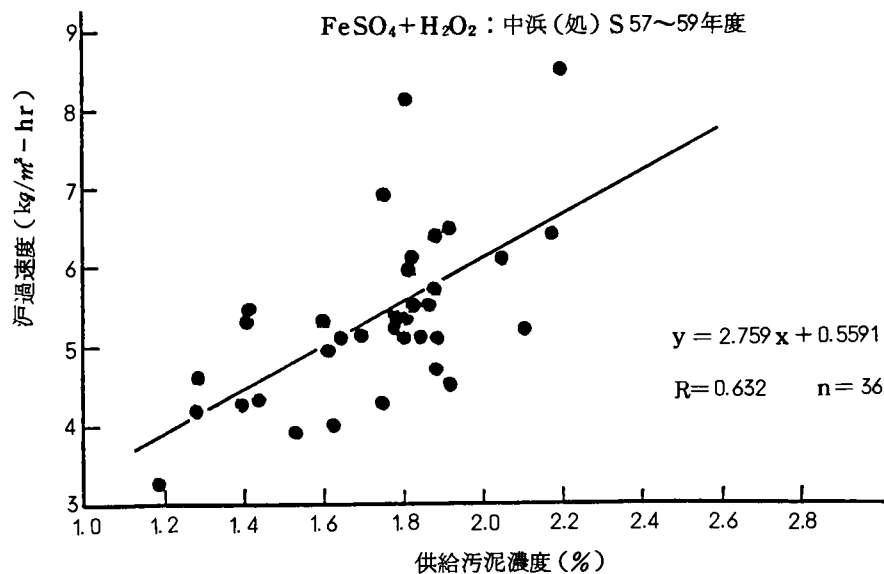


図2-3-2 汚泥濃度と滲過速度(過酸化水素法)

泥であるが、汚泥濃度と汙過速度の間にはいずれも99%有意で正の相関があり、汚泥濃度が大きくなれば、汙過速度が大きくなることを示している。

次に、重回帰分析により、汚泥濃度(X_1)と有機物含有率(X_2)を説明変数として、目的変数汙過速度(Y)に与える影響について考察すると次のとおりである。

$$\text{石灰法} \quad : \quad Y = 2.423 X_1 - 0.097 X_2 + 9.272$$

重相関係数 0.868

寄与率 0.753

$$\text{過酸化水素法} : Y = 4.797 X_1 + 0.209 X_2 - 14.045$$

重相関係数 0.683

寄与率 0.466

石灰法は、寄与率が0.753と大きく、過酸化水素法の場合は、0.466と石灰法に比べて低い値を示している。重相関係数をみると、濃度と汙過速度の一次回帰で得られた相関係数、石灰法の0.814、過酸化水素法の0.632より、ともに0.05程度しか大きくなっておらず、有機物含有率の影響度は、濃度に比べはるかに小さいことが分る。このことから、濃度を唯一の説明変数として脱水機能を評価し得ると判断し解析をすすめる。

図2-3-3は遠心脱水におけるケーキ含水率に及ぼす汚泥濃度の影響を示したものである。データは全体傾向を把握するためのカ所の処理場のものを使用した。汚泥濃度とケーキ含水率の間には、負の相関があり、汚泥濃度が大きくなればケーキ含水率は低下す

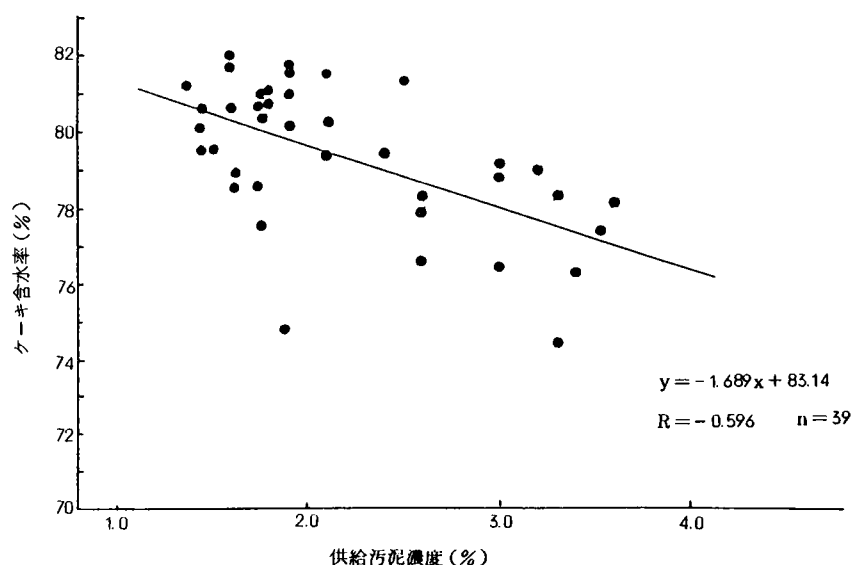


図2-3-3 汚泥濃度とケーキ含水率（遠心脱水）

ることを示している。また、図2-3-4は、汚泥濃度が薬品添加率に及ぼす影響を示したものであるが、両者の間に有意な相関は認められなかった。本データの薬品添加率は、0.7~2.1%の範囲にあり、その平均値は1.2%であった。

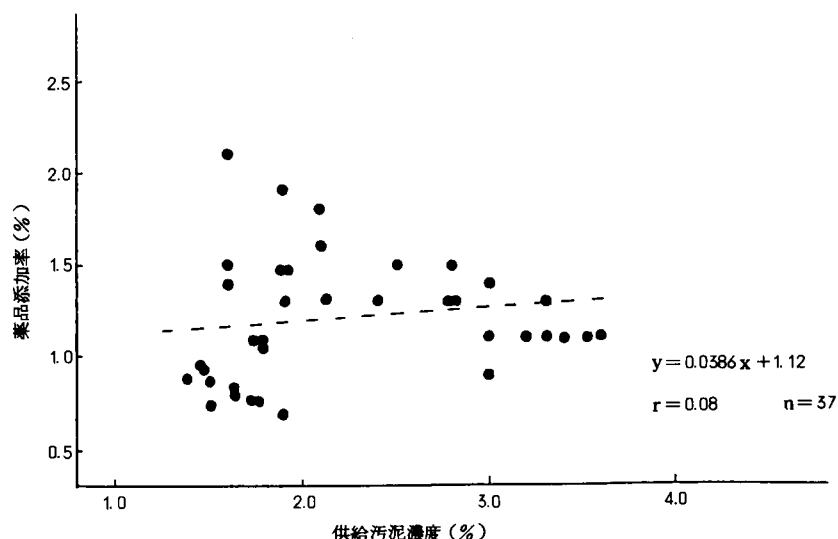


図 2-3-4 汚泥濃度と薬品添加率（遠心脱水）

表 2-3-1 に、他機種も含めて脱水性能に及ぼす汚泥濃度の影響についての回帰分析結果を示す。ここで、汚泥濃度と各因子との間の相関の有意水準が 95% 以上あるものについては、汚泥濃度の一次回帰式で滲過速度、含水率および薬注率を評価し、有意水準 95% 未満のものについては、汚泥濃度の影響が小さいと判断して、各因子の単純平均値を示した。大阪市で実績のない加圧脱水、ベルトプレスについては、複数の他都市データを解析したものであるが、真空脱水（過酸化水素法）と遠心脱水の薬注率を除いた全ての因子は、汚泥濃度と有意な相関があることを示している。

表 2-3-1 滲過速度、脱水ケーキ含水率及び薬品添加率と汚泥濃度の関係

x の値：汚泥濃度(%)

脱水方式 y の値	真 空 脱 水		加 圧 脱 水	ベルトプレス脱水	遠 心 脱 水
	石 灰 法	H ₂ O ₂ +FeSO ₄	石 灰 法	ポ リ マ	ポ リ マ
滲 過 速 度	(kg/m ² ・hr) n = 72 R = 0.84 y = 3.696x + 0.115	(kg/m ² ・hr) n = 72 R = 0.27 y = 0.417x + 4.658	(kg/m ² ・hr) n = 224 R = 0.64 y = 0.945x + 0.432	(kg/m ² ・hr) n = 261 R = 0.47 y = 14.941x + 96.5	—
脱 水 ケ ー キ 含 水 率 (%)	n = 72 R = -0.49 y = -2.112x + 85.09	n = 72 R = -0.32 y = -0.635x + 79.88	n = 224 R = -0.40 y = -1.830x + 68.225	n = 261 R = -0.38 y = -1.017x + 79.500	n = 39 R = -0.60 y = -1.689x + 83.14
薬 品 (1) (純分添加率 対 DS %)	Ca(OH) ₂ n = 72 R = -0.57 y = -12.29x + 85.06	H ₂ O ₂ n = 72 y = 4.5	Ca(OH) ₂ n = 224 R = -0.24 y = -2.392x + 43.598	ポリマ n = 261 R = -0.46 y = -0.061x + 0.702	ポリマ n = 37 y = 1.2
薬 品 (2) (純分添加率 対 DS %)	FeCl ₃ n = 72 R = -0.76 y = -4.735x + 22.36	FeSO ₄ n = 72 y = 16.5	FeCl ₃ n = 224 R = -0.35 y = -0.992x + 12.678	—	—

第2節 消費電力

大阪市の下水処理場における各ユニットプロセスの消費電力原単位を調査し、嫌気性消化法を組み入れた本市における標準的な処理プロセスとみなせる電力消費実態を図2-3-5に示す。

全処理過程で、汚泥処理が全消費電力に占める割合は21%で、その内脱水が6.6%を占めており、汚泥処理過程だけみれば、消化、脱水、焼却の順で電力を消費しているがほぼ同程度で、汚泥処理で消費する電力の $\frac{1}{3}$ ずつを占めていることがわかる。

次に、脱水機種別の消費電力を、真空および遠心脱水については大阪市データを、ベルトプレスおよび加圧脱水については他都市データをもとに供給汚泥量当りで調べると以下のとおりとなった。

真空脱水（石灰法）	： 4.1 kWh / m^3 汚泥
真空脱水（過酸化水素法）	： 7.4 kWh / m^3 汚泥
遠心脱水	： 3.1 kWh / m^3 汚泥
ベルトプレス（他都市）	： 5.0 kWh / m^3 汚泥
加圧脱水（他都市）	： 6.2 kWh / m^3 汚泥

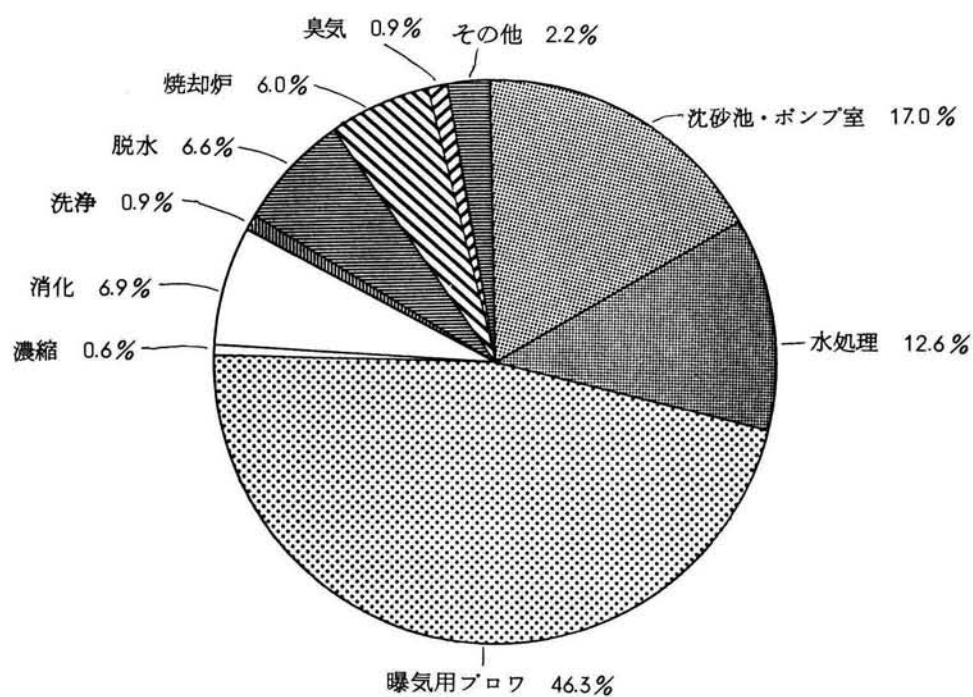
真空脱水の石灰法と過酸化水素法で同じ仕様の機種にもかかわらず消費電力に差がでているのは、汙過速度の差により処理汚泥量が異なるためである。また、遠心脱水は、設置電動機容量は大きい、処理汚泥量が大きいため、4機種の中で最も小さい値となっている。

真空脱水機およびベルトプレス型脱水機の消費電力には、多量に使用する汙布洗浄用砂汙過設備で消費する電力が含まれており、間欠洗浄ですむ遠心脱水および加圧脱水ではこれを考慮していない。

第3節 脱水用薬品

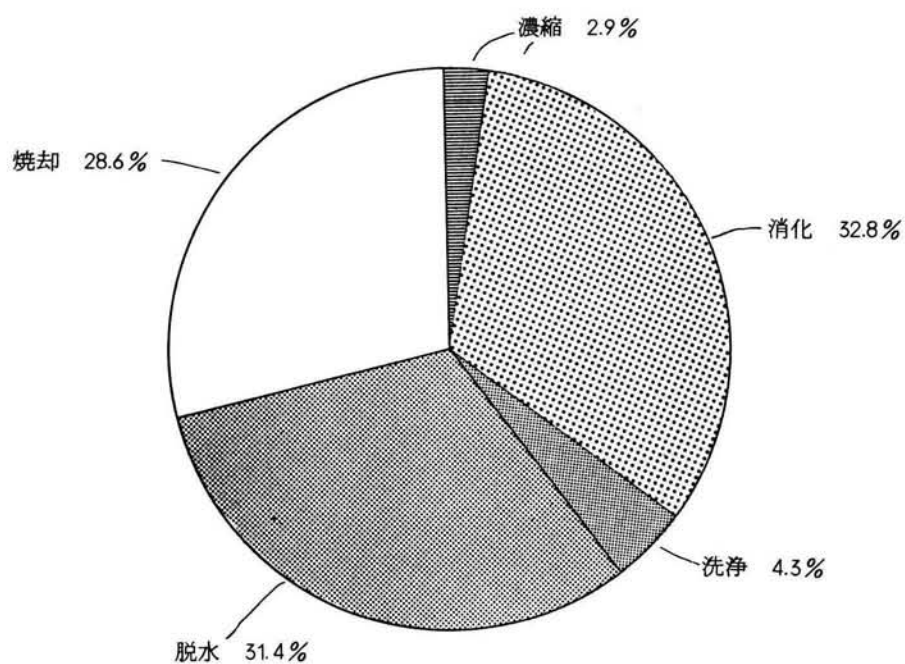
図2-3-6は、人件費を除く処理場運転費の内訳を示したものである。運転費の中で最も大きな割合を占めているのが、動力費、特に全体の $\frac{1}{3}$ 強にもなっている電力費用であり、次いで、修繕費、薬品費の順になっている。脱水用の薬品だけをみると全体の10.5%を占めている。脱水で使用する電力費が全運転費に占める割合が2.37%（35.98%の内6.6%）であること、また、焼却炉の補助燃料が占める割合が5.18%であることを考えると、汚泥処理の経済的な運転のためには、脱水薬品の削減が大きな課題になることがわかる。

(1) 全処理過程



100% = 0.348 kWh / m³ - 処理水

(2) 汚泥処理過程



100% = 0.073 kWh / m³ - 処理水

(全処理過程の 21%)

図 2-3-5 下水処理場における電力消費実態 (大阪市 昭和 58 年度)

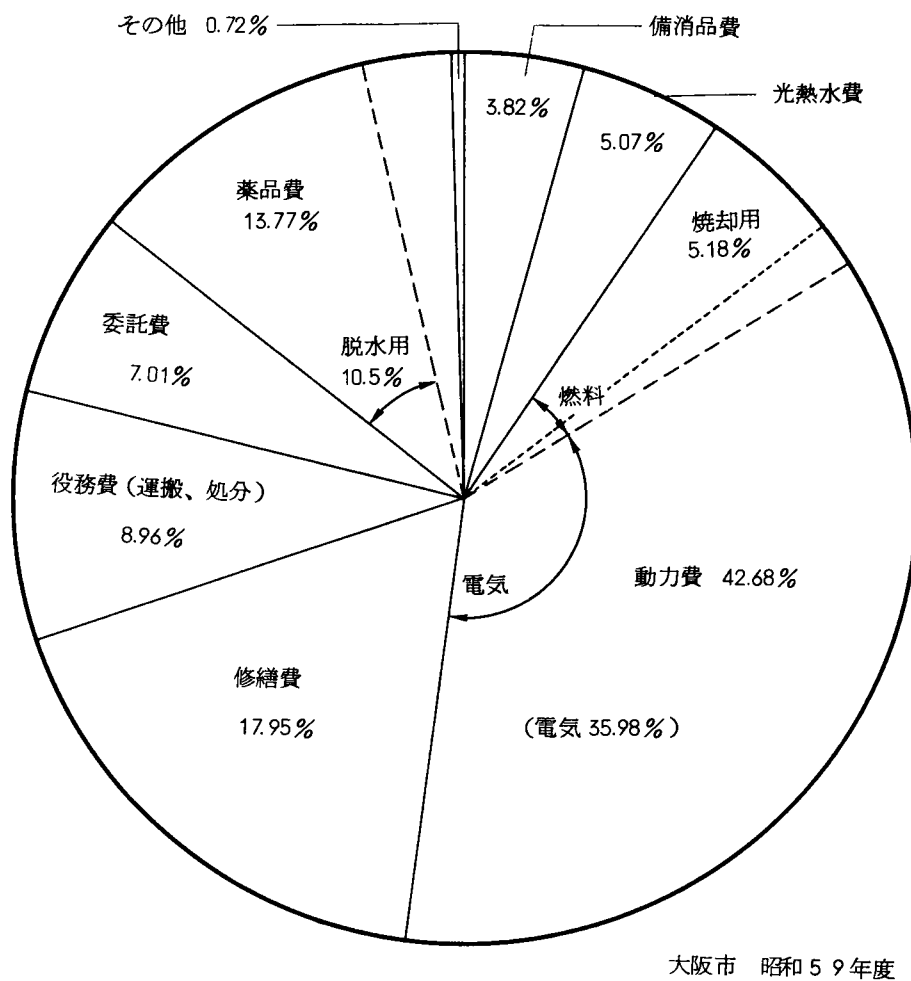


図2-3-6 処理場運転費（人件費を除く）

第4節 脱水ケーキの臭気

第2編第2章第5節と同様の手法で、脱水添加薬品の種類別に脱水ケーキの臭気測定を行ない、脱水薬品の影響を比較した。

2カ所の処理場の汚泥について、三点比較式臭袋法により測定した臭気濃度結果を表2-3-2に示す。石灰法と過酸化水素法を比較すると、処理場によって傾向にばらつきが

表2-3-2 脱水添加薬品の種類による臭気濃度比較

試料		石灰法	過酸化水素法	ポリマ法	臭気濃度比	臭気濃度比	条件	
処理場	汚泥区分	臭気濃度	臭気濃度	臭気濃度	(ポリマ/石灰)	(ポリマ/過水)	季節	測定時間
中浜	生	55	13	410	7.45	31.5	冬	脱水24
平野	生	13	41	410	31.5	10	"	時間後
多段焼却炉の出口排ガス		(5) 6,800	(2) 5,000	(12) 26,700	3.9	5.3		

() 数値はサンプル数

認められるが、概ね同程度の臭気濃度である。一方、これら無機系薬品を使用した場合とポリマ法とは明らかに差が認められ、ポリマ法の脱水ケーキは、石灰法や過酸化水素法のケーキに比べ、臭気濃度は7～30倍となっている。これは、ポリマケーキのpHは中性域にあるのに対し、石灰ケーキはpHが高く微量でも臭気を感じ易い硫化水素(H_2S)やメチルメルカプタン(CH_3SH)等の臭気成分の気相分圧が小さくなるため、空气中への揮散が減少し臭気を抑制する効果があると考えられ、また、過酸化水素ケーキは、脱水時の過酸化水素が臭気成分を酸化分解し臭気を抑制していると考えられる。さらに、多段炉排ガスの臭気濃度についても、無機系薬品ケーキとポリマケーキとの間に差が認められ、ポリマケーキの排ガス臭気は、石灰や過酸化水素ケーキのそれに比べ4～5倍の臭気濃度となっている。

第5節 脱水機の処理能力について

脱水機の機能を評価する因子の一つに処理能力がある。同程度の設置面積を必要とする脱水機1台当りの処理汚泥量は、脱水設備の規模を左右し、また、脱水機の台数は管理人員数に大きな影響を与えることから、設備の計画に当っては、予め、脱水機種間の処理能力を相対的に把握しておくことが重要である。そこで一例として、ベルトプレス脱水機と真空脱水機・遠心脱水機を処理能力面で比較する。図2-3-7は、3種の脱水機の処理能力を相対比較したグラフである。

3m幅のベルトプレス脱水機と3.35m²の真空脱水機と比較した例1は、真空脱水機2台が汙過速度 $5\text{ kg/m}^2\cdot\text{hr}$ で運転しているとき、ベルトプレス脱水機1台が $112\text{ kg/m}^2\cdot\text{hr}$ の汉過速度で運転すれば同じ処理量であることを示しており、例2は逆に、表2-3-1より得られる濃度3%のときの汉過速度 $141\text{ kg/m}^2\cdot\text{hr}$ で運転しているベルトプレス脱水機は、汉過速度 $9\text{ kg/m}^2\cdot\text{hr}$ で運転する 47 m^2 の真空脱水機と同じ能力を有していることを示している。

また、例3は遠心脱水機とベルトプレス脱水機を比較したもので、3%濃度の汚泥を $141\text{ kg/m}^2\cdot\text{hr}$ の汉過速度で処理している3m幅のベルトプレス脱水機の処理汚泥量は、遠心脱水機の $14.1\text{ m}^3/\text{hr}$ に相当することを示しており、同程度の設置面積である $30\text{ m}^2/\text{hr}$ 遠心脱水機の約1/2の処理量であることがわかる。しかし、遠心脱水機の処理固形物量は汚泥濃度に比例するため、汚泥濃度が小さくなると、処理容量を大きくしなければならず、設備面で不利になるといえる。このような脱水機種間の処理能力の相対比較を行なうことは、設備の計画において意義があると考えられる。

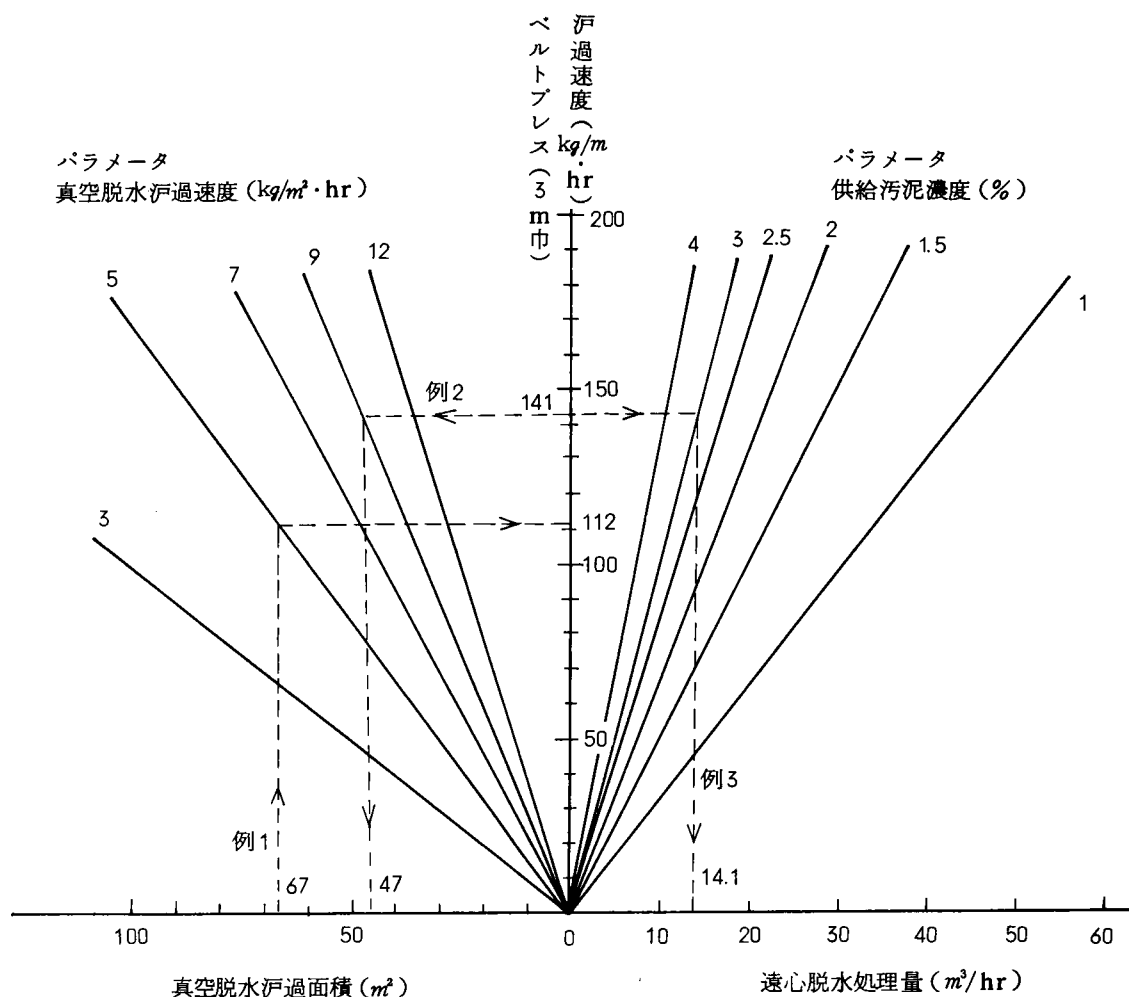


図 2-3-7 脱水能力比較グラフ

第 6 節 脱水の評価法の一考察

1 正味含水比

脱水工程の機能は、重力場では排除できなかった汚泥中の水分を機械的な力と薬品の手助けにより、さらに水分を排除することにある、一般に含水率という指標で脱水ケーキ性状が評価される。しかし、石灰などを多量に用いた脱水ケーキと高分子凝集剤のように少量の薬品添加で得られた脱水ケーキが、同一含水率としても、水を排除するという機能面からは、同じであるとはいえない。そこで、処理対象の単位固形物当りに付着している水分量、すなわち汚泥中の水分と汚泥の正味乾固形物との比、正味含水比を提言し、ここでは脱水ケーキに適用して脱水の機能について考察する。

$$\text{正味含水比} \quad N_c = \frac{W}{V_s(1-r) + I} = \frac{W}{D_{sc}} \dots\dots\dots (2.11)$$

ここで、 V_s : 水処理で除去された有機物量

I : 水処理で除去された無機物量

r : 有機物減少率

W : 汚泥中の水分量

D_{sc} : ケーキ中の正味乾固形物量

今、ケーキ中に残存する正味乾固形物量に対する薬品比率を ϵ とし、同一含水率の 2 種類の脱水ケーキについて、添字 1、2 を付して比較する。

$$\frac{W_1}{D_{sc} \times (1 + \epsilon_1)} = \frac{W_2}{D_{sc} \times (1 + \epsilon_2)} \dots\dots\dots (2.12)$$

$$\begin{aligned} \frac{Nc_1}{1 + \epsilon_1} &= \frac{Nc_2}{1 + \epsilon_2} \\ \frac{Nc_2}{Nc_1} &= \frac{1 + \epsilon_2}{1 + \epsilon_1} \dots\dots\dots (2.13) \end{aligned}$$

ここで、添字 1 をポリマ脱水、添字 2 を石灰脱水と想定し、 $\epsilon_1 = 0.01$ 、 $\epsilon_2 = 0.40$ とすると $Nc_2 / Nc_1 = 1.386$ となる。これは、同量の固形物を脱水し、同一含水率のケーキが得られたとしても、脱水工程後の水分量は、石灰ケーキがポリマケーキの 1.386 倍であることを示しており、ポリマ脱水法の方がより有効に水分を排除しているといえる。このように、正味含水比は、水の排除機能を有効に評価できる。

2 脱水力

脱水の機能を左右する因子は、脱水機種によって異なるため、同一指標で脱水性を評価できないのが現状である。例えば、真空脱水機では真空度、遠心脱水機では遠心力、ベルトプレスでは圧力、加圧脱水機では加圧力が、脱水性を左右する因子として一般的に用いられている。そこで、いずれの機種にも用いることのできる定量的因子を提言し、すでに述べた正味含水比との関係を見ることにより、各機種の脱水性の評価と改善の方向性について考察してみる。その定量的因子を脱水力と名付け、次のように定義する。

$$\text{脱水力} = \text{脱水圧力} \times \text{有効脱水時間} \dots\dots\dots (2.14)$$

表 2-3-3 に各機種の脱水圧力、有効脱水時間および脱水力を示した。得られた脱水力と正味含水比を片対数グラフで図 2-3-8 に示した。脱水力が大きくなると正味含水比が小さくなり、水分を多く排除していることがわかる。また、真空脱水程度の正味含水

表 2-3-3 各脱水機種の脱水圧力・有効脱水時間および脱水力

因子 機 種	脱 水 機 構 概 念 図	脱 水 圧 力		有 効 脱 水 時 間		脱 水 力 $\text{Kgf/cm}^2 \cdot \text{min.}$
		対 象	Kgf/cm^2	対 象	min	
真空脱水機		真 空 度 (500~600 mmHg)	0.66~0.79	$\frac{1}{\text{ドラム回転数}}$ × 脱 水 ゾ ン 比 率	1~1.5	0.7~1.2
遠心脱水機		遠心力場 での水圧 液深さ 60~120mm 遠心効果 2,000~2,500G 平均 1,700~2,100G	10~25	水切りゾーン 通 過 時 間	0.16~0.33	1.6~8.3
ベルトプレス脱水機		汙布緊張 による面圧 (0.2~0.7) Kgf/cm^2	平均 0.3~0.5	注	8~15	2.4~7.5
加圧脱水機		汙過および 圧搾圧力	汙過圧力 3~5 圧搾圧力 15	加 圧 時 間	汙過 5~10 圧搾 10~20	160~350

注： (重力ゾーン出口~ケーキ出口)長さーロール間の汙布非接触長さ
汙布走行速度

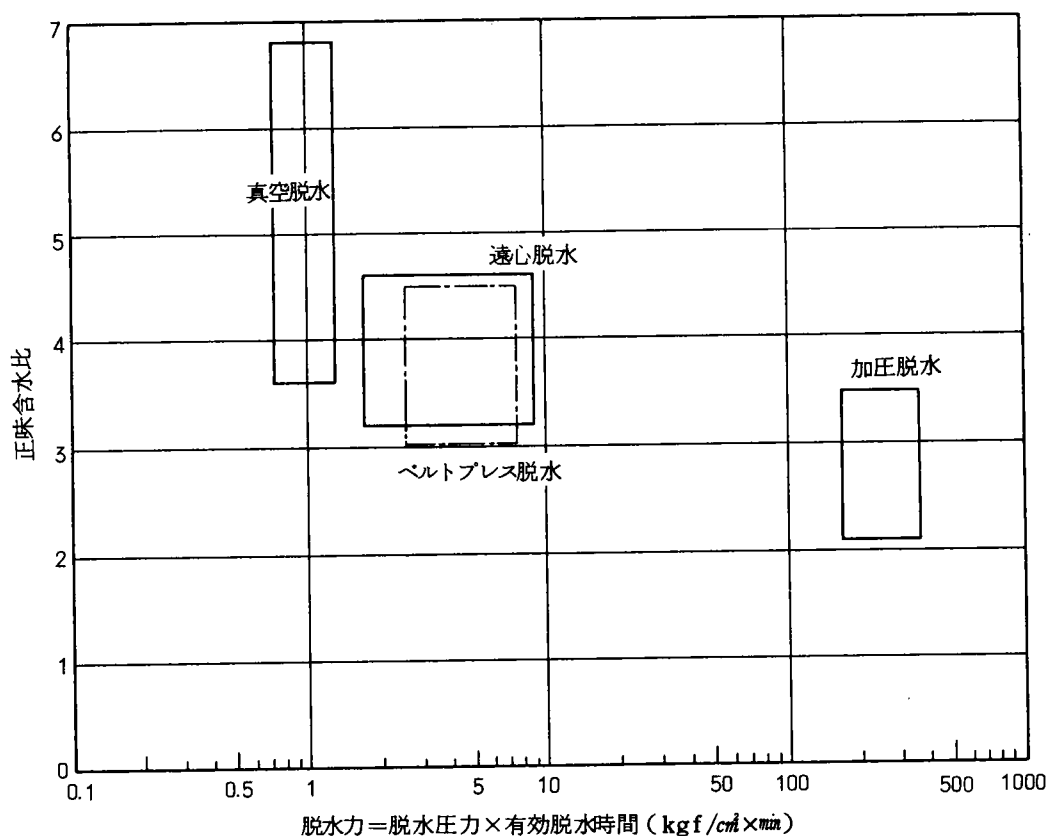


図2-3-8 正味含水比と脱水力

比3.6～6.8を、 $\frac{1}{2}$ 程度の正味含水比にするためには、200倍程度の脱水力が必要であることもわかる。脱水力が脱水性を左右する定量的因子として脱水機能を表現していると判断できる。

そこで、脱水力をそれぞれの機種の評価に用いると、機械的な面から正味含水比を小さくする方向性を見出すことができる。例えば、遠心脱水機では、水切りゾーンを長くすることで、また、ベルトプレスでは、汙布緊張圧による面圧を大きくし、重力ゾーンからケーキ出口までの時間を長くすることで、脱水力を大きくし正味含水比を下げることを示している。

このように、この定量的な統一因子は脱水の動向を展望する際にも有効であると考えられるが、脱水力を大きくすると時間当りの処理量が小さくなったり、機械が大型化したり、エネルギー消費が大きくなることになる。今後は小さな脱水力で正味含水比を小さくできる効率的な脱水機種の開発が望まれる。

第4章 焼却

第1節 補助燃料算定簡易式

通常、焼却用補助燃料量の算定は、乾燥効率式で行なう場合が多いが¹⁾、しばしば実績の数値と大きく異なる場合があり、また、厳密な計算を行なうには長時間を要する。そこで、立型多段炉、流動床炉を問わず簡便に補助燃料量を算定する方法について以下に検討を行った。

図2-4-1に示した予備乾燥のない焼却炉の熱収支は、次式で表わせる。

$$(\text{ケーキ中可燃物発熱量} + \text{補助燃料発熱量}) \times 0.75$$

$$= \text{水蒸気保有熱量} + \text{ケーキ燃焼空気保有熱量} +$$

$$\text{補助燃料燃焼空気保有熱量} + \text{灰保有熱量} \dots\dots\dots (2.15)$$

ここで、0.75は熱効率を表わす経験値である。また、ケーキ中の可燃物即ち有機物の低位発熱量については、図2-4-2において本市全処理場の実測値と比較することにより、一般的な値 $5,500 \text{ kcal/kg-VS}$ を妥当として採用する。そして、有機物および灯油の理論燃焼空気量を、それぞれ 10 kg/kg-VS 、 14.9 kg/kg-灯油 、水蒸気、空気および灰の比熱をそれぞれ $0.47 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$ 、 $0.25 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$ 、 $0.20 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$ とすれば、次式が導かれる。

$$X = 13.12 - 0.0129(100 - W) \{ (5.963 - m) Vs + 87.57 \} \dots\dots (2.16)$$

ここで、X : 補助燃料(灯油換算)(ℓ /ton ケーキ)

W : 含水率(%)

Vs : 有機物含有率(%)

m : 燃焼空気比

大阪市ならびに他都市における実測値と式(2.16)を比較した図2-4-3より、式(2.16)は実測値を $\pm 30\%$ の範囲でほぼ予測できており、実用的な簡易式であると判断できる。

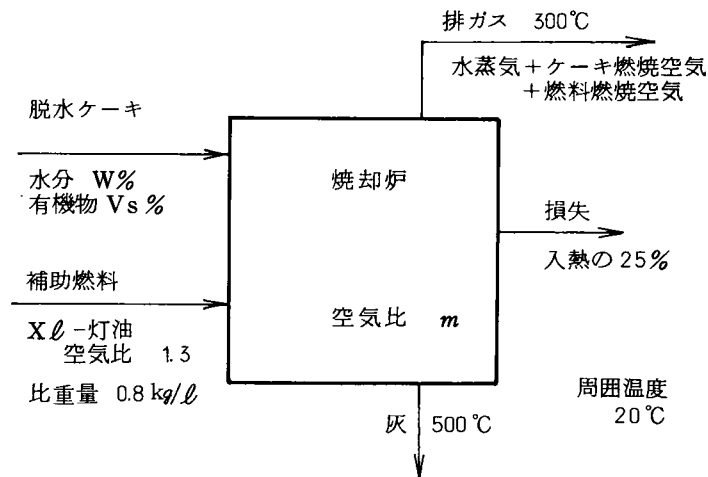


図2-4-1 焼却炉回り熱収支

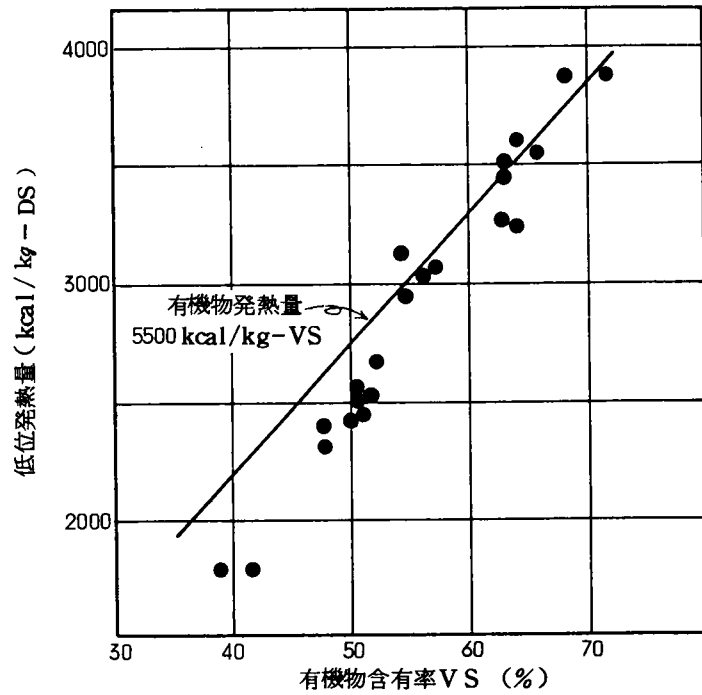


図2-4-2 ケーキ固形物中有機物含有率と低位発熱量

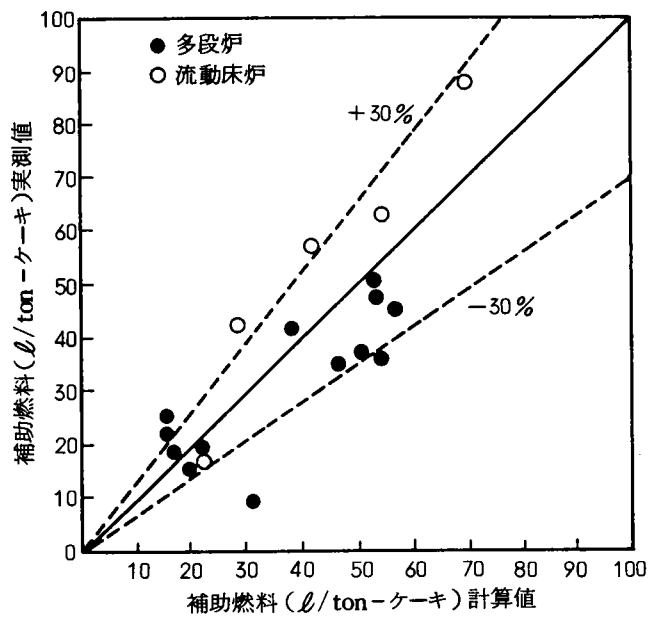


図2-4-3 式(2.16)と実測値の比較

第2節 省エネルギー

焼却に必要な補助燃料を節減するためには、式(2.15)の熱収支から考えると、水蒸気およびケーキ燃焼空気が持ち出す熱量を減少させるのが有効である。まず、ケーキ燃焼空気の影響について考察する。

図2-4-4は、有機物含有率70%のケーキを、空気比2.0と1.3で焼却する場合の補助燃料量を式(2.16)により求めたものである。例えばケーキ含水率が78%のとき、燃

焼空気比を抑制することにより $27.6 \ell / \text{ton}$ ケーキから $13.7 \ell / \text{ton}$ ケーキと $13.9 \ell / \text{ton}$ ケーキの補助燃料が削減できることになる。

次に、水蒸気の持ち出す熱量を減少させることによる省エネルギー効果を検討する。

これは、脱水ケーキ中の水分を低い温度で蒸発させることにより、通常排ガスと同じ温度で排出される水蒸気の顕熱分に相当する補助燃料を節減することを目指すもので、予備乾燥を組み込んだ焼却炉の熱収支より次式(2.17)が得られる。

$$X = 95.3 - 0.0112(100 - W) \{ (6.69 - m) V_s + 54 \} \dots\dots\dots (2.17)$$

計算条件

排ガス温度(熱回収後)	300℃
灰温度	500℃
蒸発乾燥温度	100℃
乾燥ケーキ含水率	60%
大気温度	20℃
熱損失	入熱の 17%

現在、予備乾燥を組み込んだ焼却炉の実績は全国的に少ないが、その大半はほぼ無燃料焼却を達成している。情報数は少ないが、式(2.17)と実績値を比較した図2-4-5より、実用的な式であると判断できる。

この式を用いて、予備乾燥を組み込んだ場合の効果を算定する。

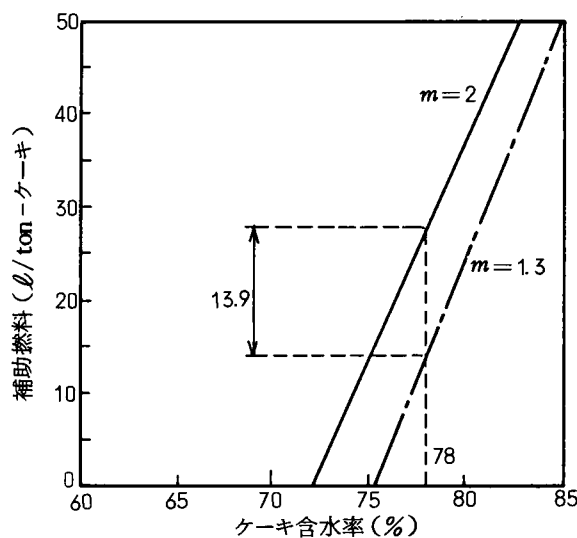


図2-4-4 焼空気比が補助燃料量に与える影響

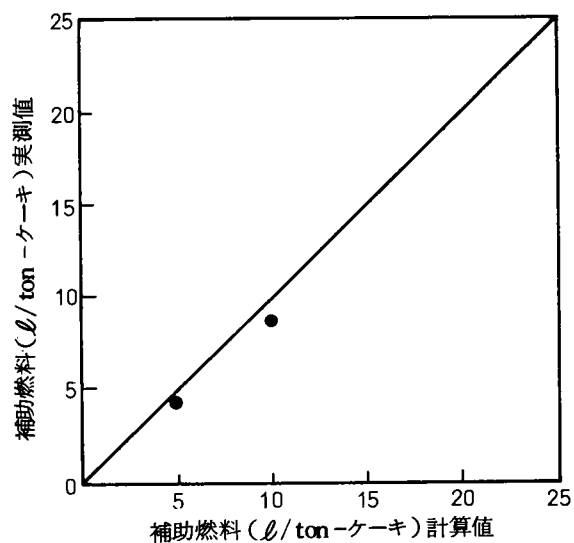


図 2-4-5 式 (2.17) と実測値の比較

有機物含有率 60%、燃焼空気比 2.0 の場合で比較した図 2-4-6 より、ケーキ含水率が 78% のときには、予備乾燥を組み込むことにより補助燃料を 38.9 ℓ/ton ケーキから 12.7 ℓ/ton ケーキと 26.2 ℓ/ton ケーキを削減できることがわかる。

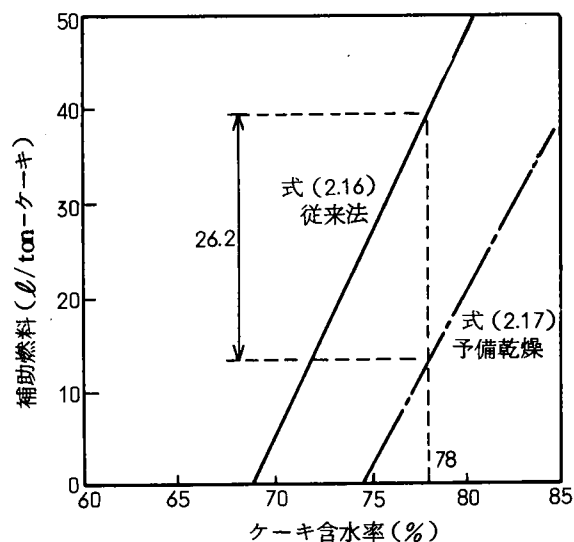


図 2-4-6 予備乾燥による補助燃料の削減

第 3 節 焼却の評価法の一考察

焼却工程では、主として汚泥中に含まれる有機物の燃焼熱を熱源として水分を蒸発させる。この機能を、汚泥中の有機物と水との比に着目し、生方式と消化方式における焼却について考察する。

脱水工程における水分排除機能が同じとすると、第2編第3章第6節で考察したように同一の正味含水比ケーキが得られる。ここで添字1を消化方式、添字2を生方式とすると、前章の正味含水比の定義式より、

$$\frac{W_1}{V_s(1-r)+I} = \frac{W_2}{V_s+I} \dots\dots\dots (2.18)$$

$$\frac{W_2}{W_1} = \frac{V_s+I}{V_s(1-r)+I} > 1 \dots\dots\dots (2.19)$$

となり、焼却工程に持ち込む水分量は、生方式の方が多い。

例えば、 $V_s = 70$ 、 $I = 30$ 、 $r = 0.4$ のとき $W_2/W_1 = 1.39$ となり生方式は消化方式の1.39倍の水分を焼却工程で蒸発させることになる。そこで、その主燃料となる有機物量に対する水分量の比を Nv とすると、次式で表わせる。

$$Nv_1 = \frac{W_1}{V_s(1-r)+\beta r V_s} \quad , \quad Nv_2 = \frac{W_2}{V_s}$$

両者の比をとれば、

$$\frac{Nv_1}{Nv_2} = \frac{V_s(1-r)+I}{(V_s+I)\{(1-r)+\beta r\}} \dots\dots\dots (2.20)$$

ここで β は、焼却用に使用できる発生産消化ガス相当分の消化分解した有機物の比率である。比 Nv_1/Nv_2 が1以下ならば、消化方式の方がシステムとして焼却に要する単位有機物量当りの補助燃料消費率は少なくてすむ。

$Nv_1/Nv_2 \leq 1$ を整理すると、

$$\beta \geq \frac{I}{V_s+I} \dots\dots\dots (2.21)$$

が得られる。

I/V_s+I は無機物含有率を表わしているので、例えば、水処理で除去された処理対象となる汚泥中の有機物含有率が70%のとき、発生ガスの70%以下で消化槽加温が賄え、30%以上を焼却炉の補助燃料にできれば、消化方式の方が生方式に比べ補助燃料消費率は少なくてすむことを示している。このように、水分量と有機物量との比は、汚泥処理プロセスのエネルギー評価に有効である。

参考文献

- (1) 建設省都市局下水道部監修 「下水道施設設計指針と解説」 日本下水道協会 1972

結言

汚泥処理の各単位プロセスについて、実運転データを用いて機能解析を行ない、処理機能に影響を及ぼす因子を明らかにし、また、処理機能面および省エネルギーの観点から、より効率的な運転管理方法ならびに汚泥処理の今後目指すべき方向についても明らかにした。

重力濃縮に及ぼす影響因子は、投入汚泥濃度の影響が最も大きく、その他、固形物負荷、水温、有機物含有率の影響を受けることがわかった。濃縮汚泥濃度 3 % 以上を安定して得るためには、投入汚泥濃度を約 $6,000 \text{ mg/l}$ 以下とし、固形物負荷約 70 kg/m^2 日で運転する必要がある、また、水温の高い夏期には汚泥の腐敗浮上を防止するため、SRT を短くする必要があることが明らかになった。

嫌気性消化において、有機物減少率に影響を及ぼす因子としては、投入汚泥の有機物含有率の影響が大きく、また、投入有機物当りのガス発生量に対しては、消化日数の影響が大きいことがわかった。また、有機物減少率 (r) と投入汚泥の有機物含有率 (α) および消化日数 (t) の関係は次式で表わされた。

$$r = 0.66 \cdot \alpha + 0.36 \cdot t - 15.26$$

消化槽加温を冬期においても全て発生消化ガスで賄うためには、大阪市の実績総括熱効率 67 % のとき、投入汚泥量当り約 6.8 倍のガス発生量が必要であり、また、ガス発電を行なう場合には、春秋期で投入汚泥量に対して約 12 倍、冬期では約 17 倍のガス発生量が必要であると試算された。消化ガスの利用を図るには、投入汚泥量当りのガス発生倍率を高める必要がある、そのためには、投入汚泥濃度を高めたいわゆる高濃度消化法が効果的な方法であることを指摘した。

汚泥脱水において、汚泥濃度は汙過速度および脱水ケーキ含水率に対して大きな影響を及ぼし、汙過速度と汚泥濃度の間には正の相関関係があり、また、脱水ケーキ含水率と汚泥濃度の間には、全ての脱水方式において負の相関がみられた。

汚泥処理工程における電力消費量は、全処理工程の 21 % を占め、そのうち脱水工程では 6.6 % であった。また、脱水用薬品費は、全処理経費の約 10 % を占めることから、処理経費の節減を図る上で、脱水用薬品の節減が重要な課題であることがわかった。

脱水の機能評価に当り、その評価指標として、正味含水比及び脱水力という新しい因子を提示し、有効に使用しうることを示した。

焼却炉の設計および運転管理において、必要エネルギー量の算定が重要であり、従来補助燃料量の算定には、乾燥効率式が用いられてきたが、実態にそぐわない場合が多く、また、厳密な計算は極めて繁雑で実用性に乏しいものであった。そこで、補助燃料量を簡便に求める式として、焼却炉における熱収支から次式を導き、全ての焼却炉に適用可能なこ

とを明らかにした。

$$X = 131.2 - 0.0129(100 - W) \{ (5.963 - m) V_s + 87.57 \}$$

また、予備乾燥を組み込んだ焼却炉については、次式で求めることができる。

$$X = 95.3 - 0.0112(100 - W) \{ (6.69 - m) V_s + 54 \}$$

焼却においては、補助燃料の節減を図ることが重要な課題であるが、その節減方法としては、燃焼空気比を小さくすることおよび予備乾燥が有効であることを指摘した。

また、焼却工程でのエネルギー評価を行なう場合において、焼却に供する汚泥中の水分と有機物が重要な因子であることから、正味含水比および水分量と有機物量の比が有効な評価指標となることを提示した。

第3編 嫌気性消化プロセスの効率化に関する研究

緒言

嫌気性消化は、近年、エネルギー利用の面から注目されているが、汚泥の沈降濃縮性の悪化に伴って、消化槽投入汚泥量が増大し、消化効率の低下をきたすとともに、エネルギー消費量が増加し、消化槽の加温に必要なエネルギーさえも自給できない場合が多い。

消化ガスを有効利用するためには、投入汚泥量当りのガス発生量の増大を図る必要があるが、現在、わが国の消化ガス発生量は、投入汚泥量当り5～10倍の範囲にあり¹⁾、ガス発電等加温エネルギー以外にも利用するためには、少なくとも10倍以上のガス発生量が必要である。

ガス発生量の増大を図る方法としては、消化槽投入汚泥濃度を高め、汚泥量を減量することがガス発生倍率の増大に効果的であることから、まず、高濃度汚泥を得るための濃縮方法に関して重力濃縮、遠心濃縮および加圧浮上濃縮について、それぞれ実験装置を用いて検討を行った。

次いで、投入汚泥を高濃度化したいいわゆる高濃度消化における、消化効率に及ぼす種々の因子の影響について、実験室的に基礎的検討を行い、適正な消化条件を把握するとともに、高濃度消化汚泥の沈降性・脱水性等の汚泥性状についても検討した。

また、高濃度消化の設計に必要な諸要因を明らかにするために、槽容量3,000 m³の実施設を用いて実証実験を行なうとともに、消化槽の攪拌の影響の検討において、その評価方法としてトレーサーテストを試みた。高濃度消化汚泥の沈降濃縮性および脱水性について、カラム実験および小型実験機等を用いて試験を行い、洗浄槽の必要性の有無や脱水機種の適応性等についても検討を加えた。

さらに、消化槽における放散熱損失に及ぼす影響因子とその削減対策について検討を行った。

参考文献

- 1) 日本下水道協会 「下水道施設省資源省エネルギー化対策」 1983

第1章 汚泥濃縮に関する実験的検討

第1節 重力濃縮実験

昭和52年度に大野下水処理場に $\phi 3500 \times H 3000$ のパイロットプラントを設け、重力濃縮に影響する因子と、濃縮効率の高い運転方法について検討を行った。

1 実験方法

(1) 回分実験

1) 汚泥浮上防止実験……希釈および曝気効果の検討

夏期には水温の上昇に伴って汚泥温度も上昇し、その結果、嫌気性腐敗が促進され汚泥の浮上現象が発生し、抜取汚泥濃度の低下と回収率の悪化を招いている。

その対策として投入汚泥の希釈と曝気方法の有効性について水温の高い夏期に検討を行った。用いた汚泥は津守処理場の初沈、余剰および混合汚泥である。希釈効果の実験では汚泥を工業用水で希釈して沈降塔($\phi 300 \times H 1000$)に投入し、汚泥が浮上するまでの時間を調べた。また、曝気効果の実験では散気水深約1mの水槽で、空気吹込率4～5 m^3 —空気/ m^3 —槽—hrで曝気してから沈降塔に入れて、同様に調査した。

2) 希釈による濃縮改善実験

抜取汚泥濃度に対する投入汚泥濃度の影響を把握するため、2次処理水、または、工業用水で投入汚泥濃度を調整し、初高を95cmに統一して沈降塔に投入した。用いた汚泥は大野、十八条および津守処理場の混合汚泥である。

(2) パイロットプラントによる連続運転実験

以上の回分実験の結果をふまえて、大野処理場の混合汚泥を工業用水で濃度調整し、パイロットプラント($\phi 3500 \times H 3000$)に連続投入して濃縮効果に影響する因子並びに、運転管理方法に関する実験を行った。実験のフローシートは図3-1-1に、また、実験設備概略仕様を表3-1-1に示した。

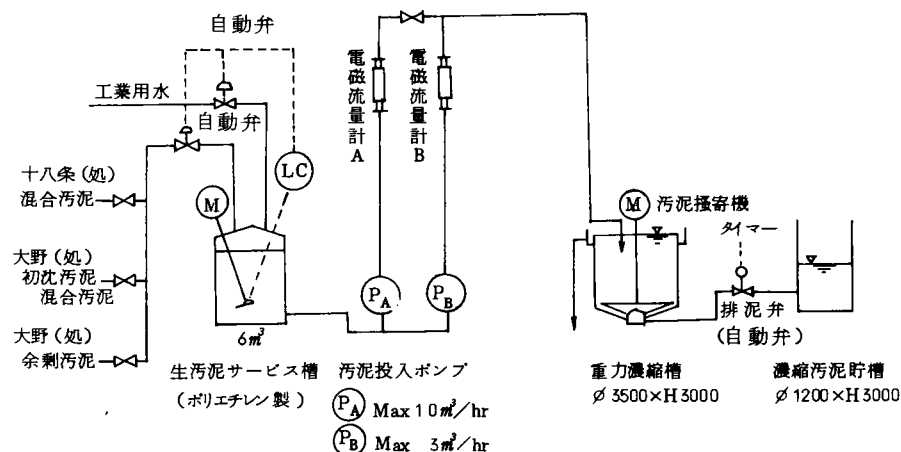


表 3-1-1 パイロットプラント実験設備概略仕様

名 称	形 式	電動機 (kW)	仕 様	数 量
生汚泥 サービス槽	ポリエチレン円筒型		6 m ³	2 槽
生汚泥サービス槽攪拌機	立形低速攪拌機	1.5	45 rpm	2 台
汚泥投入ポンプ A	一軸偏心ネジポンプ	3.7	4~10 m ³ /hr × 50 m × ∅100	1 台
汚 泥 濃 縮 槽	鋼板製円筒形		∅3500 × H3000	1 槽
汚泥濃縮槽かき寄せ機	中心駆動型	0.2	∅3500	1 台
濃縮汚泥貯槽	鋼板製円筒形		∅1200 × H3000	1 槽
汚泥投入ポンプ B	一軸偏心ネジポンプ	2.2	0.5~3 m ³ /hr × 50 m × ∅50	1 台
電 磁 流 量 計 A	電 磁 式		4~10 m ³ /hr × ∅50	1 台
電 磁 流 量 計 B	電 磁 式		0~4 m ³ /hr × ∅25	1 台

2 実験結果

(1) 回分実験結果

1) 汚泥浮上防止実験

① 希釈効果

図 3-1-2 に初沈、余剰および混合汚泥別に希釈効果を示した。余剰汚泥（有機物含

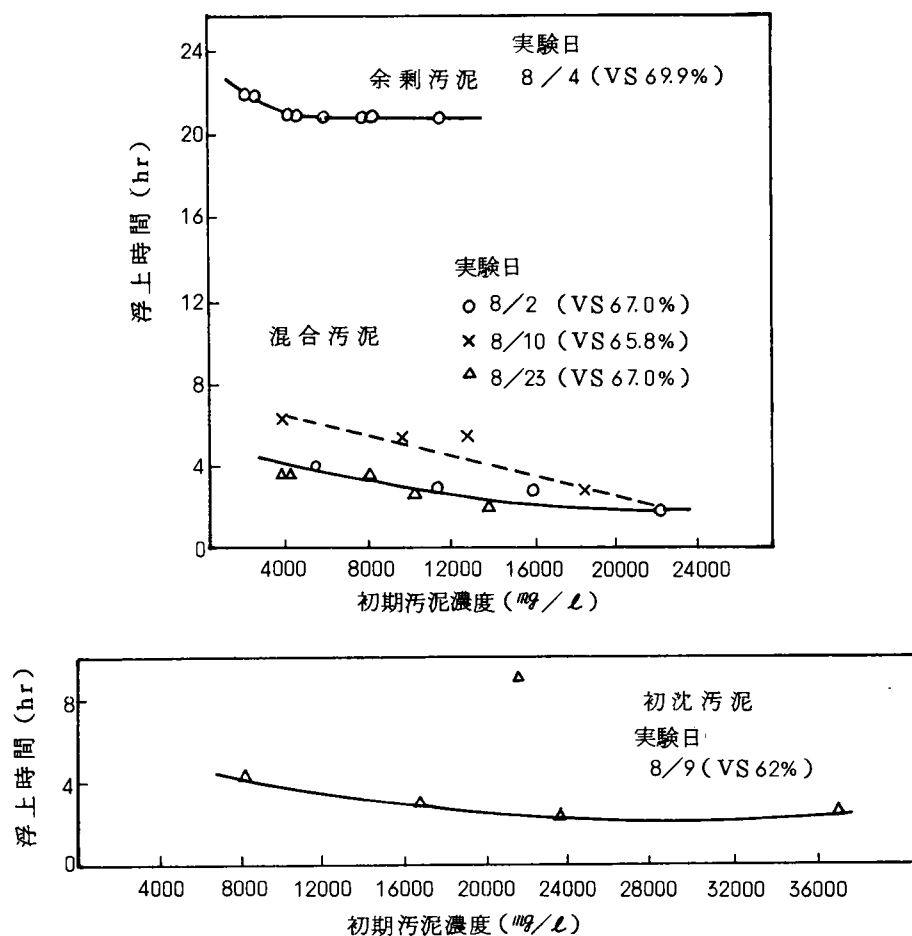


図 3-1-2 初期汚泥濃度と浮上時間(回分実験、津守処理場汚泥)

有率 $VS = 67 \sim 70\%$) 単独では濃度が $10,000 \text{ mg/l}$ の濃い汚泥でも 20 時間以上浮上しなかったが、混合汚泥は 4 時間前後で浮上し、その汚泥を 5 倍程度希釈しても浮上時間が 2 ～ 3 時間延長されるのみで、抜本的な対策にはならなかった。初沈汚泥も同様の傾向を示した。

② 曝気効果

4 時間程度で浮上する初沈および混合汚泥に対して曝気した結果を図 3-1-3 に示したが、浮上しやすい初沈および、混合汚泥を 30 ～ 60 分間曝気したところ、浮上時間を 20 時間以上に延長することができた。

汚泥の浮上は濃縮槽での汚泥滞留時間 (SRT) にも左右されると考えられるが、曝気によって延長された浮上時間は、一般的な濃縮槽の SRT 以上である。ゆえに、汚泥を濃縮槽へ投入する前に曝気することは、汚泥の腐敗による浮上現象を防止できる有効な手段と考えられる。

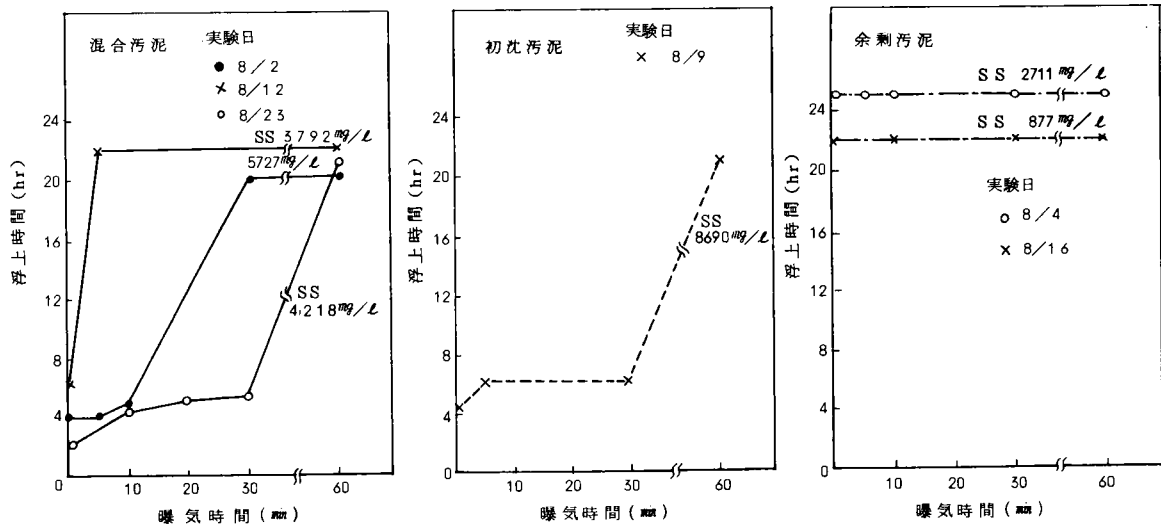


図 3-1-3 曝気時間と浮上時間 (回分実験、津守処理場汚泥)

2) 希釈による濃縮改善実験

用いた混合汚泥中の有機物含有率 (VS) は $60 \sim 70\%$ であり、工業用水で濃度調整した汚泥を用いた実験の結果を図 3-1-4 に示した。なお、沈降塔への投入汚泥濃度の調整には工業用水と 2 次処理水を用いて比較実験を行ったが、汚泥濃縮特性には影響はなかった。汚泥の沈降は 6 時間以降はほとんど変化がなかったので、濃縮汚泥濃度は 6 時間沈降後の汚泥容量から換算した。この図より、初期汚泥濃度を $3,000 \sim 4,000 \text{ mg/l}$ に調整すると濃縮効果があることがわかった。しかし、十八条処理場の汚泥は S V I が高いため沈降性が悪く、希釈による濃度調整の効果は低かった。そこで、同様に 6 時間沈降後の汚泥容積から濃度を推定し、S V I 値との関係を示したのが図 3-1-5 である。S V I が高いと濃縮しにくいことが確認できた。

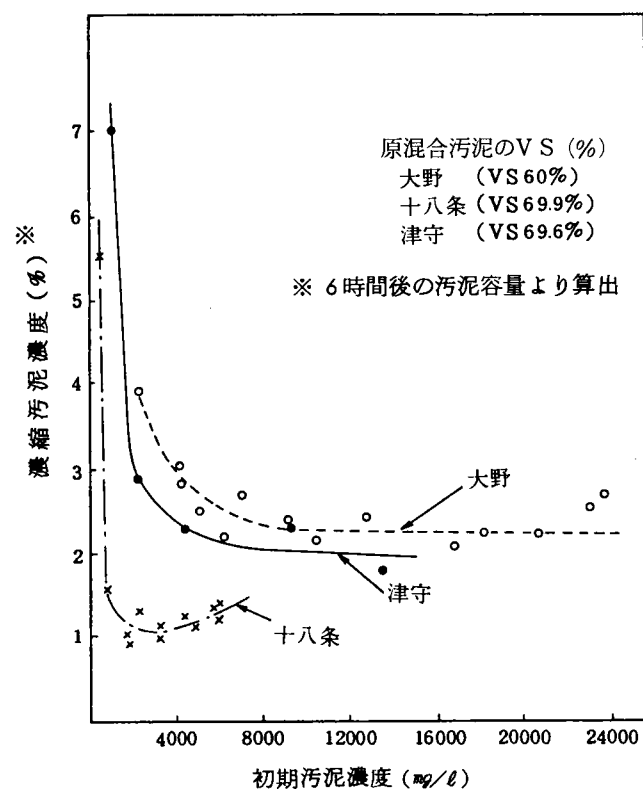


図 3-1-4 希釈による濃縮改善効果 (回分実験)

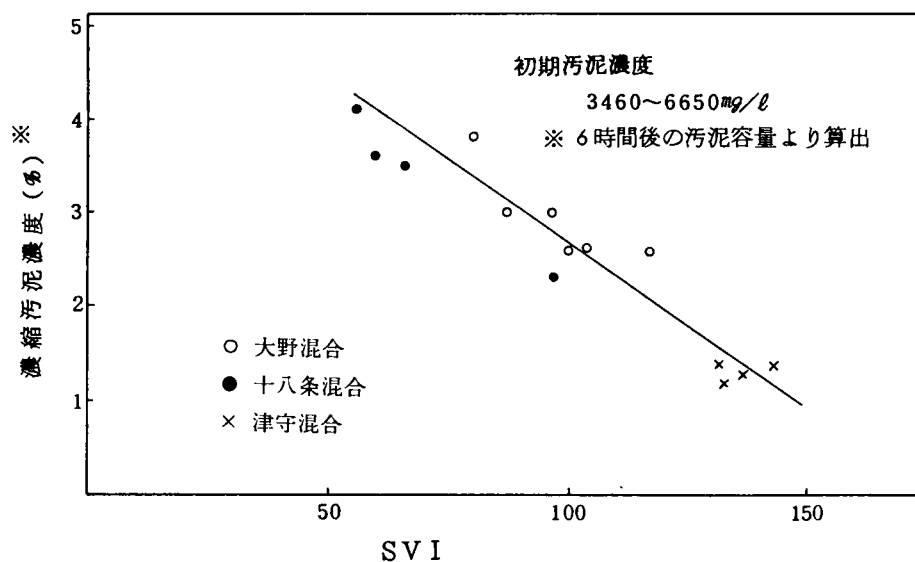


図 3-1-5 SVI と濃縮汚泥濃度 (回分実験)

(2) パイロットプラントによる連続運転実験結果

大野処理場の混合汚泥を工業用水で調整して連続投入した時の濃縮効果 (抜取汚泥濃度、SS回収率) に影響する運転操作因子について検討した。また、回分実験の結果と比較し、簡易な回分実験結果から連続運転結果を予測できるか否かも合わせて検討した。

1) 投入汚泥濃度

実験期間中、原汚泥濃度が大きく変動したため、データ解析に当っては設定値からの変動幅が汚泥濃度については $2,000 \text{ mg/l}$ 以内、汚泥界面については 60 cm 以内であったデータで、かつ、SS回収率が90%以上のものについて整理し、図3-1-6に示した。これによると投入汚泥濃度が $6,000 \text{ mg/l}$ 以下なら抜取汚泥濃度は3%を確保できることがわかった。この結果は回分実験結果と同じ傾向を示しており、薄い汚泥濃度で投入した方が濃縮効果が上がることがわかった。

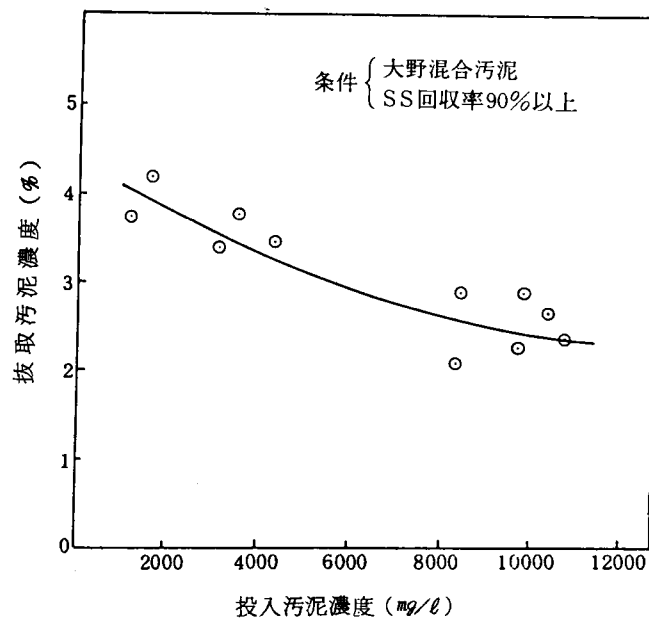


図3-1-6 投入濃度調整による濃縮効果(連続運転実験)

2) 固形物負荷

図3-1-7に固形物負荷と分離液SS濃度との関係を示したが、 70 kg/m^2 日の設計基準で運転すれば、分離液SSをほぼ 500 mg/l 程度にできることがわかった。

3) 汚泥界面

本実験の水面積負荷は混合汚泥を工業用水で希釈して投入したため $10 \sim 40 \text{ m}^3/\text{m}^2$ 日程度になっていた。汚泥界面とSS回収率の関係を水面積負荷ごとに示したのが図3-1-8である。汚泥界面を水面下 80 cm 以上の深さに保持できれば、回収率はどの水面積負荷でも90%以上であった。また、図3-1-7にも汚泥界面が水面下 80 cm 以深と以浅に分けて分離液SS濃度を示したが、水面下 80 cm 以深に汚泥界面を保つと、設計基準の 70 kg/m^2 日の2倍程度の固形物負荷の条件でも安定した分離液管理ができることがわかった。

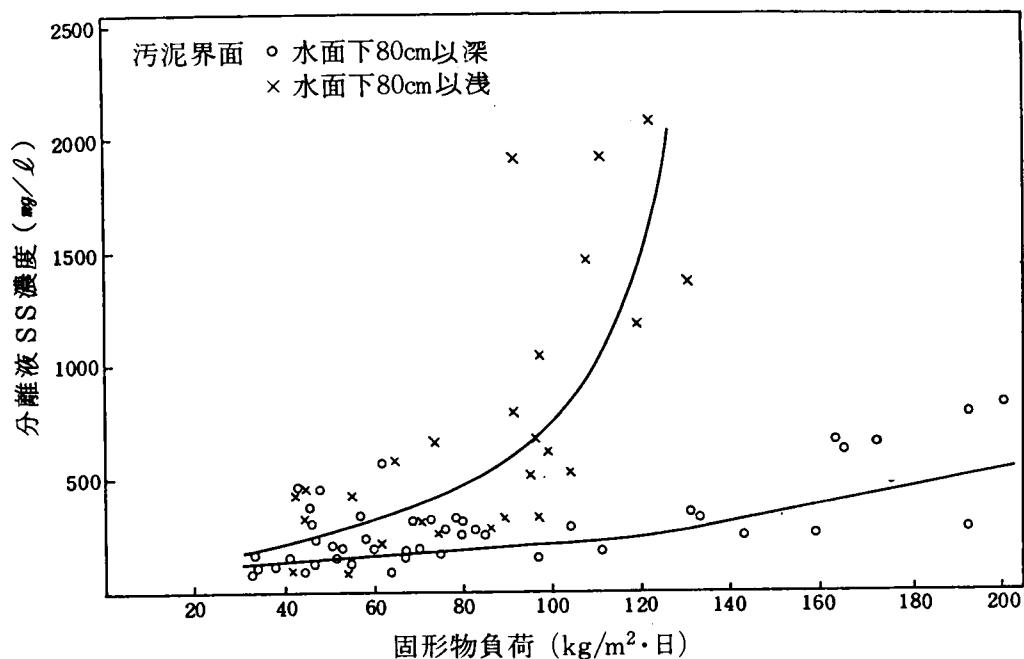


図 3 - 1 - 7 固形物負荷と分離液 S S 濃度 (連続運転実験):大野混合汚泥

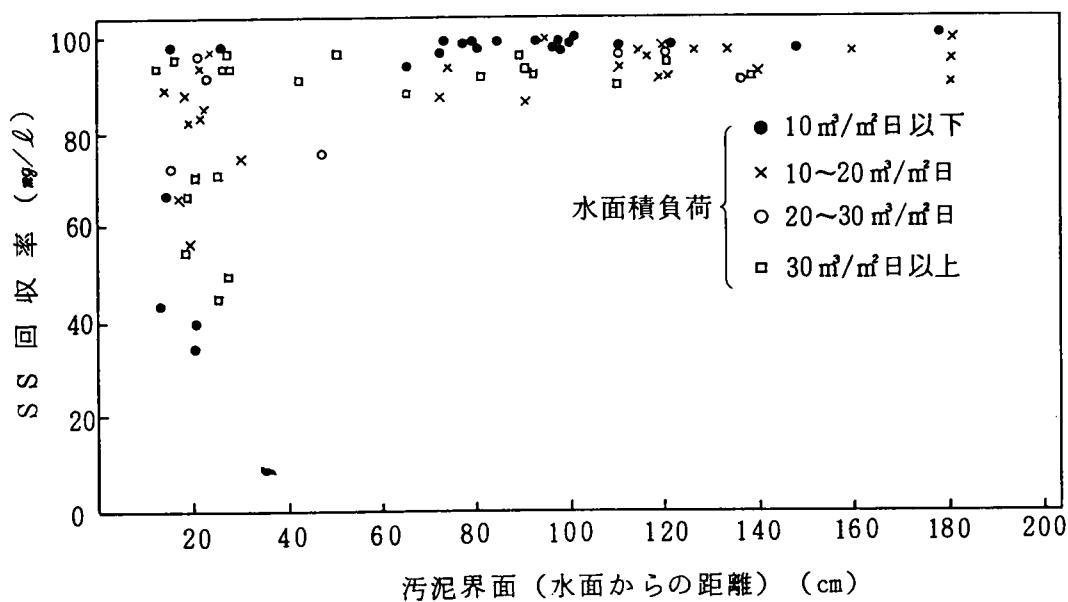


図 3 - 1 - 8 污泥界面と S S 回収率 (連続運転実験):大野混合汚泥

(4) 汚泥滞留時間 (SRT)

抜取汚泥濃度に影響する因子の一つとして SRT (抜取汚泥の污泥界面下における平均汚泥滞留時間) が考えられ、次式で示される。

$$SRT (hr) = \frac{24 \times V \times C}{q \times C_e} \dots\dots\dots (3.1)$$

ここに、 V : 汚泥界面下容量 (m³)
C : 汚泥界面下の平均汚泥濃度 (‰)

q : 抜取汚泥量 (m^3 /日)

C_e : 抜取汚泥濃度 (%)

実験では汚泥界面を把握し、その界面下の汚泥濃度を側壁排泥口および汚泥界面下の上部、下部より採泥して平均濃度を求めた。SRTと抜取汚泥濃度との関係を図3-1-9、図3-1-10に示す。投入汚泥濃度が $8,000\text{mg}/\ell$ 以下ならば、抜取汚泥濃度3%を得るためのSRTは5時間以上、また、投入汚泥濃度が $8,000\sim 12,000\text{mg}/\ell$ 程度なら15時間以上必要であることがわかった。

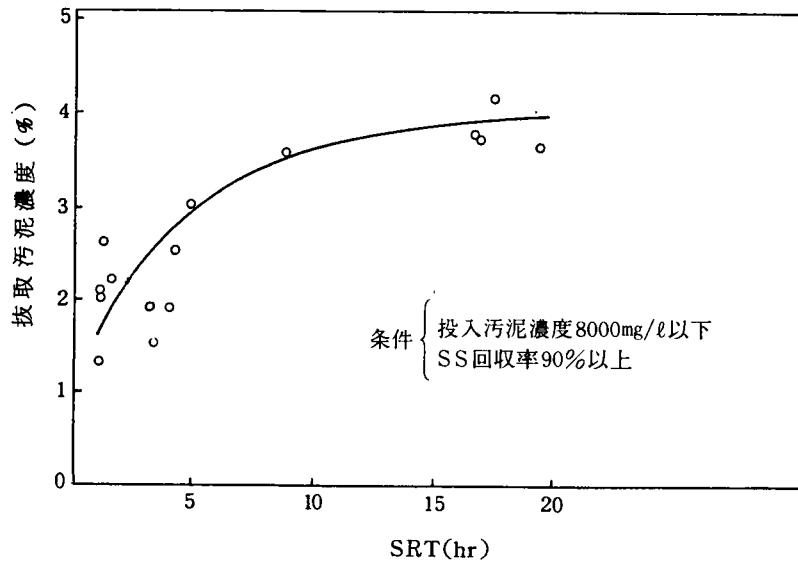


図3-1-9 SRTと抜取汚泥濃度(連続運転実験):大野混合汚泥

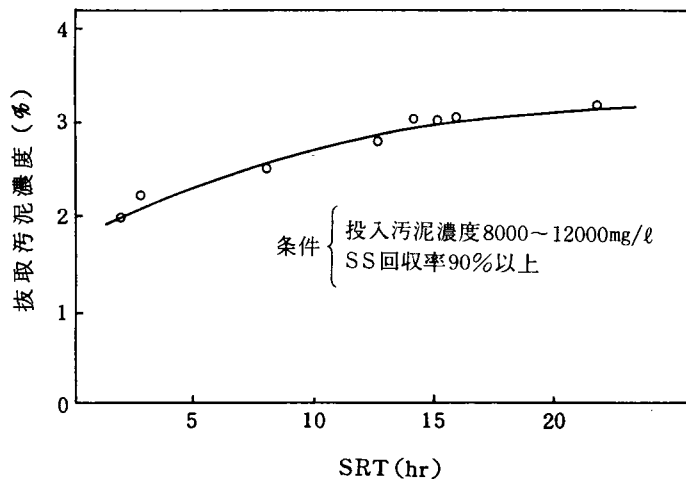


図3-1-10 SRTと抜取汚泥濃度(連続運転実験):大野混合汚泥

3 考察

パイロットプラントによる連続運転実験の結果から、高い回収率を保持しつつ、濃い抜取汚泥を得るためにはSRTを余裕をとって少なくとも10~15時間以上に保つ必要があ

ることがわかった。その為には汚泥界面を高く保つのも一つの方法であるが、当初の目標の高い回収率が得にくくなる。

ここで S R T と汚泥界面との関係について述べる。S R T は前述の式 (3. 1) で表わされるが、一方、固形物負荷 S L ($\text{kg}/\text{m}^2\text{-日}$) および、回収率 η (%) は次式で示される。

$$S L = \frac{Q \times C_o}{A} \times 10 \dots\dots\dots (3. 2)$$

$$\eta = \frac{q \times C_e}{Q \times C_o} \times 100 \dots\dots\dots (3. 3)$$

ここに、 Q : 投入汚泥量 ($\text{m}^3/\text{日}$)

C o : 投入汚泥濃度 (%)

A : 濃縮槽水面積 (m^2)

汚泥層厚を h (m) とすれば、 $V = h \times A$ であり、式 (3. 1) ~ 式 (3. 3) より S R T は次式で示される。

$$S R T (\text{hr}) = \frac{h \times C}{(S L) \times R} \times 24 \times 10^3 \dots\dots\dots (3. 4)$$

式 (3. 4) を用いて S R T と S L との関係を、 $\eta = 90 \%$ 、 $C = 2 \%$ と仮定した時、 h をパラメータとして図 3 - 1 - 11 に、また、 $\eta = 90 \%$ 、 $S R T = 10 \text{ hr}$ とした時、 C をパラメータとして必要な汚泥層厚と固形物負荷との関係を図 3 - 1 - 12 に示した。

発生汚泥量の季節および、日間変動を考えると最大 $S L = 100 \text{ kg}/\text{m}^2\text{日}$ 程度とし、界面下汚泥平均濃度は $C = 2 \%$ と仮定すれば、 h は 2 m は必要となる。

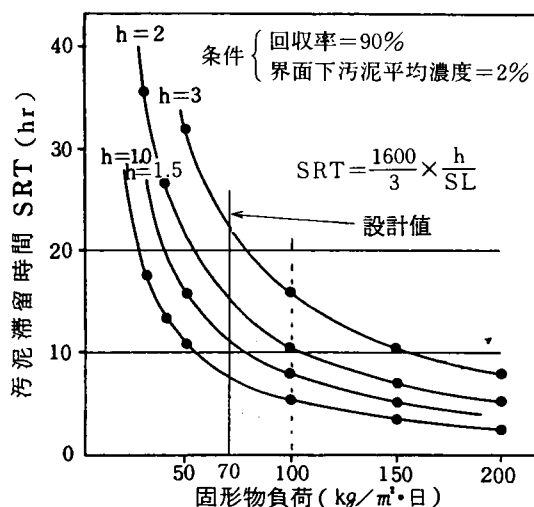


図 3 - 1 - 11 S R T と固形物負荷

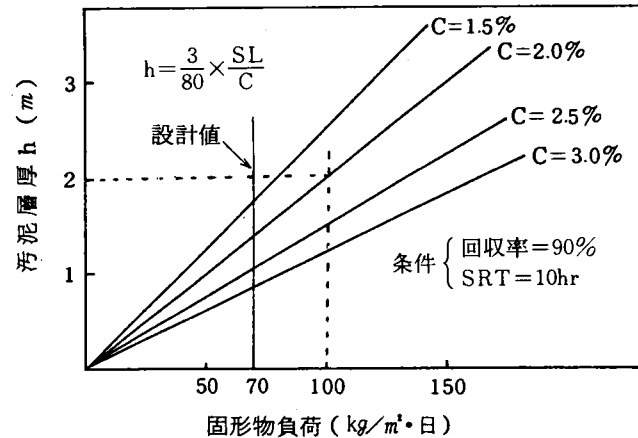


図 3 - 1 - 12 汚泥層厚と固形物負荷

今、 $C = 2\%$ と仮定したが、シリンダーテストおよび、パイロットプラントテストでは投入汚泥濃度を小さくすると C_e は高くなっていることから C_0 を小さくすれば C は大きくなり、所定濃度により近い抜取汚泥が得られ易くなることがわかる。

以上の回分実験およびパイロットプラント実験の結果を参考にすると、重力濃縮の機能を十分発揮しうる運転管理方法は下記のようになり、その概念図を図 3 - 1 - 13 に示す。

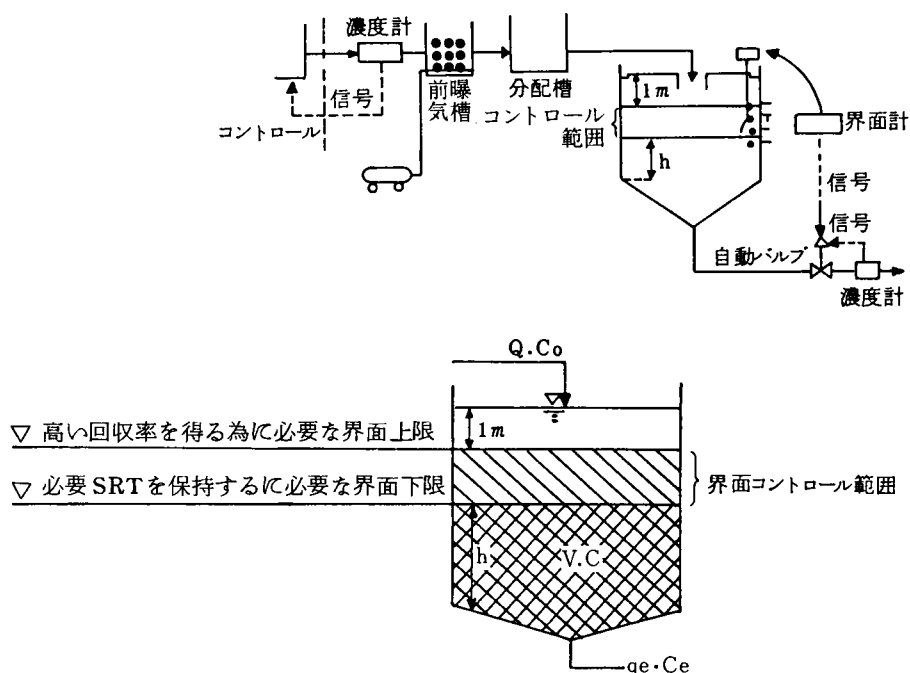


図 3 - 1 - 13 濃縮槽汚泥界面制御の概念図

- 1) 投入汚泥濃度が $6,000 \text{ mg/l}$ 程度になるように初沈および余剰汚泥を抜き取り、連続投入する。
- 2) 夏期には汚泥の浮上を防止するため、30～60分程度の曝気を行う。

3) S S 回収率を高く維持し、また、S R T を適正に維持するため、現行タイマーと汚泥濃度計による制御のほかに汚泥界面計を新設し、汚泥界面をコントロール範囲内に保持しながら濃い抜取汚泥が得られるように自動制御する。即ち、汚泥界面が上昇すれば排泥バルブが開き、汚泥濃度が濃度計の設定濃度以下になるか、または、所定界面以下になればバルブが閉じ、汚泥抜取りを停止する。

通常運転は上記のとおりであるが、バルキング汚泥等の沈降濃縮性の悪い汚泥が投入された場合には、汚泥界面が上限に達しても所定濃度が得られないことも想定される。このような場合、その汚泥性状に見合った濃度に濃度計の設定値を下げて運転するか、または、本パイロットプラント実験でもその傾向が見られたように、所定の汚泥界面を上げ、S S 回収率を減じてでも汚泥圧密による抜取汚泥濃度の向上を期待した運転をするかの2つの方法が考えられる。

これらの対応のどちらを選ぶかは、流入汚泥性状の変化が一時的なものか、恒久的なものかの検討と同時に、低いS S 回収率や薄い抜取汚泥濃度が汚泥処理システム全体にどのような影響を与えるかを考えて決定せねばならない。

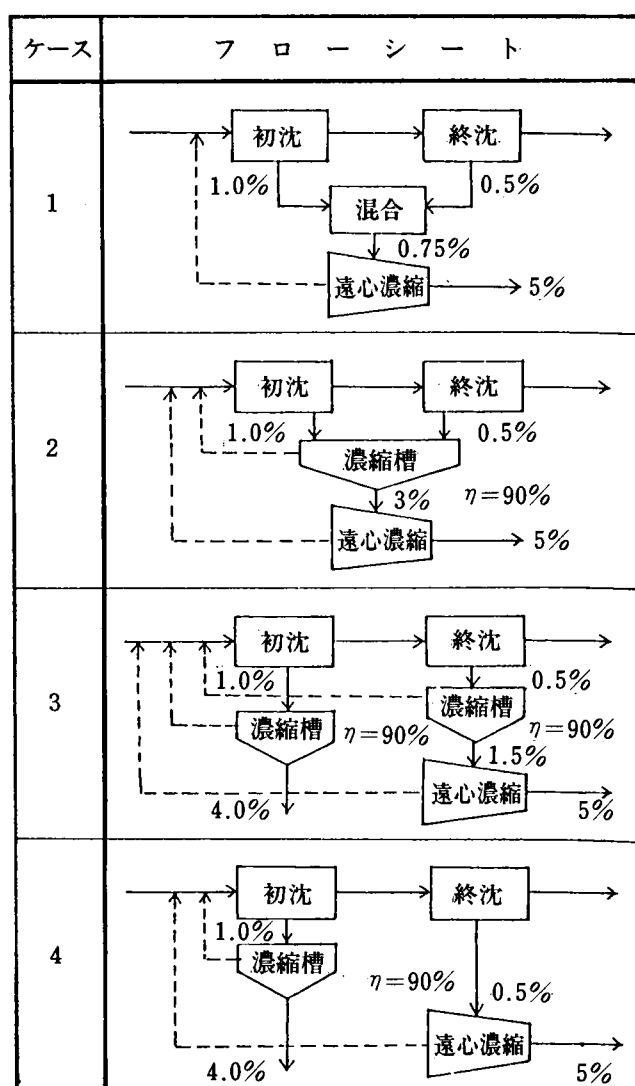
また、今後、流入下水の水質や下水処理方式の変化等に伴って、発生する汚泥性状が変化し、沈降濃縮性がさらに悪化することも考えられるが、その場合には、重力濃縮に限界が生じるかもしれない。従って、汚泥濃縮方式の決定にあたっては、機械濃縮方式の導入も含め、後続する汚泥処理プロセスの組合せから総合的に判断して、最適な濃縮方式を選定する必要がある。

大阪市において、図3-1-13の概念図に示した考えの一部は既に実用化しているが、この運転管理手法について今後、実施設を用いて、その有効性を実証したいと考えている。

以上の諸検討は、実際の濃縮槽の現象面から運転管理手法を経験的に明確にしようとしたもので、我々がここに得た2, 3の知見は、この調査(昭和52年度)以後に他の実験等でも確認されている^{1),2),3)}。

第2節 遠心濃縮実験

遠心濃縮は、消化工程の前段プロセスとして位置づけると図3-1-14のような適用例が考えられる。ケース1、2は混合汚泥を、ケース3、4は余剰汚泥を対象としている。ケース1は、濃度の低い汚泥を直接遠心濃縮する方法であるが、設置台数が多くなる懸念がある。ケース2は、既設の重力濃縮槽を有効に利用し、比較的濃い汚泥（3%前後）を遠心濃縮機に供給する方法で、設備台数も少なくすむと考えられる。ケース3は、濃縮性の良くない余剰汚泥を、既設の重力濃縮槽を有効に利用し、出来るだけ容積を減らして遠心濃縮に供給する方法で、設備台数は最も少なくすみそうである。ケース4は、直接



備考： η は固形物回収率を、数字は汚泥濃度を示す

図3-1-14 遠心濃縮の適用例

余剰汚泥のみを遠心濃縮する方法で、比較的小規模な処理場への適用等に有効であると思われる。

ここでは、これらの適用方法について、消費エネルギー、維持管理面での問題点等を含めて比較調査を行ったので、その概要について述べる。

1 実験方法

遠心濃縮については、遠心力 300～500 G の立形バスケットタイプと、遠心力 1,000 ～ 2,000 G の横形スクリュウデカンタタイプが代表的なものであるが、これら両方について実験調査を行った。

表 3-1-2 に、3 通りの実験の概要を示す。まず、遠心濃縮の下水汚泥への適用性と横形遠心濃縮機の操作因子が濃縮性能に及ぼす影響を調査することと、目標到達汚泥濃度（濃縮汚泥濃度の設計値）の設定値を調査することを第 1 段階と考え、これらを主な目的として行ったのが実験 A である。その際考慮したのは、当時、既に大阪市で稼働していた 2 カ所の遠心脱水設備の遠心力より小さい遠心力をもつ濃縮設備で実験に入ることであった。

表 3-1-2 実験概要

	実験期間及び場所	対象汚泥	概要	使用機
実験 A (横形)	S 5 3. 9 (約 20 日間) 平野(処)	主として 余剰汚泥 他に 重力濃縮後の 余剰汚泥 混合汚泥	遠心濃縮の下水汚泥への適用性を調査するために、機械的操作因子、汚泥種類の影響、目標到達汚泥濃度を調査した。	ボール有効容量 約 70 ℓ
実験 B (立形)	S 5 4. 9～ S 5 5. 5 (約 250 日間) 海老江(処)	主として 混合汚泥 他に 余剰汚泥 初沈汚泥	長期連続運転による実証的調査、機械の耐久性、安定性等、維持管理面での問題を中心に調査した。	φ1600mm × H1600mm
実験 C (横形)	S 5 6. 1～ S 5 6. 3 (約 80 日間) 大野(処)	主として 重力濃縮後の 混合汚泥 および 余剰汚泥	遠心濃縮の省エネルギー化を目ざして、低遠心力のもとで、重力濃縮後の汚泥を中心として調査した。	ボール有効容量 約 100 ℓ

実験Bは、立形遠心濃縮機によるもので、長期連続運転による機械的耐久性、安定性等維持管理面での問題を中心に調査した。実験方法の特徴としては、長期にわたる無人運転を行ったことで、データ採取は実験初期の昼間とその後には月2回程度としたことである。約8カ月の昼夜連続運転後、濃縮機の分解点検を行った。

図3-1-14のケース2を除いた適用例については、実験AおよびBで経験することができ、データも採ることができた。既に述べたように有効な適用例であるケース2および3を、省エネルギー化を目指して低い遠心力のもとで実験を行ったのが実験Cである。ここでは、実験Aで得られた汚泥攪拌や管輸送時に存在する汚泥粘度による制約を考慮して、濃縮汚泥濃度として5%程度を目標において行った。

2 実験結果

(1) 実験A

遠心濃縮を考える際、まず遠心力（重力加速度の倍率。遠心力が重力加速度の1,000倍の時、1,000Gと表現する）が検討すべき因子として挙げられる。前述のように、大阪市では、本実験を実施する時期において、2処理場で遠心脱水設備が稼働しており、消費電力等を考慮してできるだけ低Gの遠心力で処理したいと考えて実験を行った。

図3-1-15は、遠心力の影響を示す一例である。汚泥性状により、濃縮汚泥濃度、回収率が大きく左右されることは明らかなので、ここでは、傾向を判断するにとどまるが、図3-1-15より遠心力が大きくなると濃縮汚泥濃度は大きくなり、分離液SS濃度は

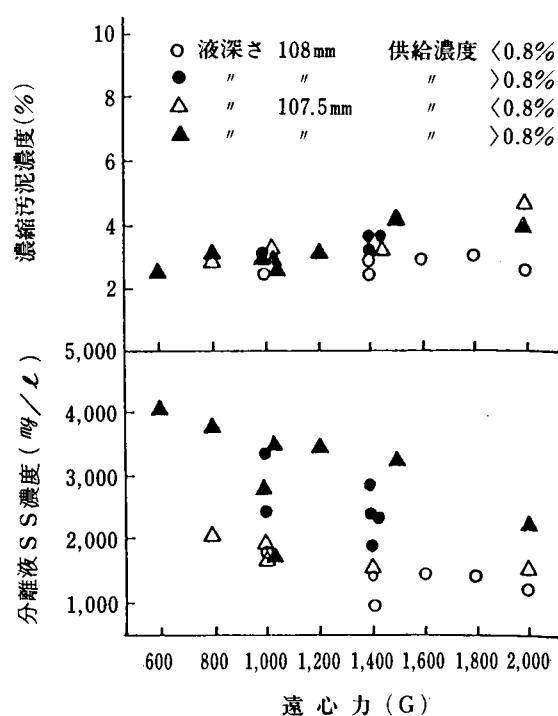
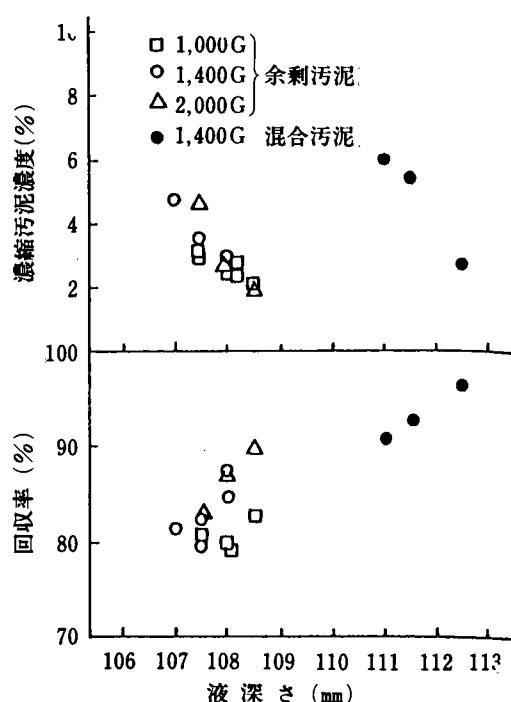


図3-1-15 遠心力の影響（余剰汚泥）

小さくなる傾向にある。しかし、1,400Gと2,000Gを比較すると、濃縮汚泥濃度、分離液SS濃度ともそれほど差は見られない。即ち、遠心力を1,400G以上にしても2,000G程度までは、濃縮性能は大きく向上しないと言える。遠心濃縮機の遠心力として、1,400G以下を期待してよいと判断した。

他に濃縮性能に影響を及ぼす操作因子としては液深さ、スクリュウ差速がある。図3-1-16に液深さの影響を示す。液深さを1.5mm変化させると、濃縮汚泥濃度で3%程度、回収率で10%程度の変化が生じる。すなわち、液深さの影響は非常に大きく、操作因子としても敏感なものであることがわかる。



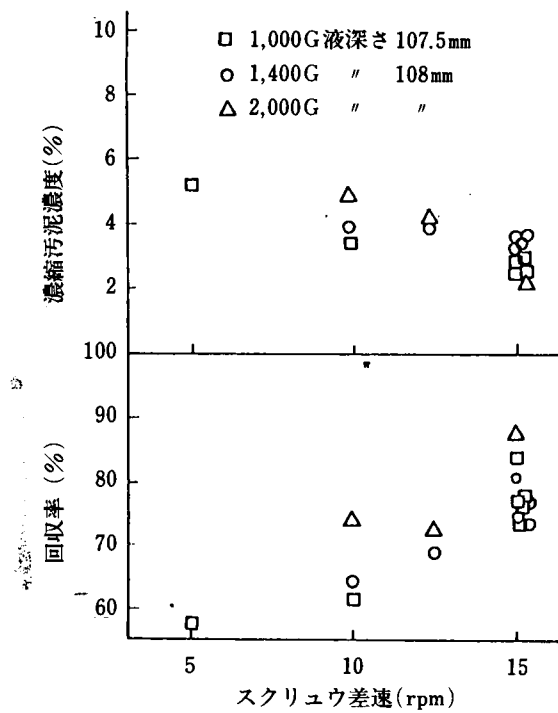


図 3-1-17 スクリュー差速の影響(余剰汚泥)

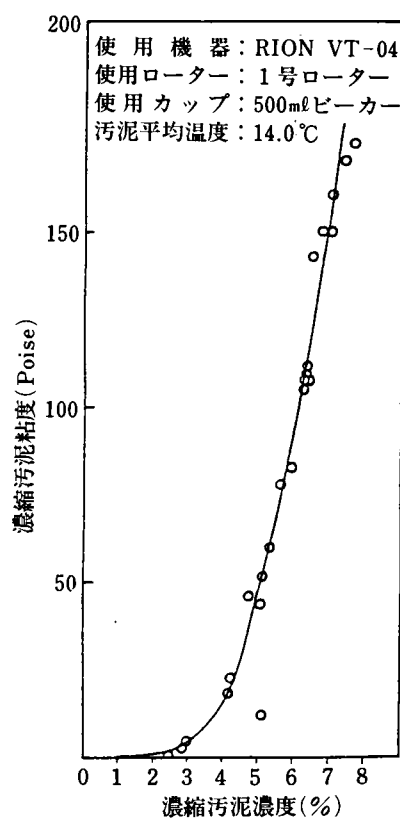


図 3-1-18 濃縮汚泥濃度と粘度(余剰汚泥)

プの問題や場合により十分に機能しないことが懸念されるからである。消費エネルギーの面で、遠心濃縮法は、重力濃縮法より大きいことは自明であるので、後続のプロセスまで含めての省エネルギーを考えると、濃縮以後で通常の設備より余りに過大になってはならない。既設汚泥処理の改善のために遠心濃縮を導入する際には、既設設備のポンプ、配管、攪拌機等を最大限利用できるということが重要なことになる。

そこで、目標汚泥濃度を評価する方法として、攪拌動力を測定した。図3-1-19は、汚泥中の攪拌動力の比と、汚泥濃度の関係を示したものである。濃度4%を超える程度までは、水動力の2倍以下ですんでいた攪拌動力が、濃度6%では、清水の場合の3～4倍の動力を要することがわかる。これは、目標濃度として消費エネルギーおよび物理的機能面からみると、4～5%程度がよいことを示すデータのの一つであると考えられる。

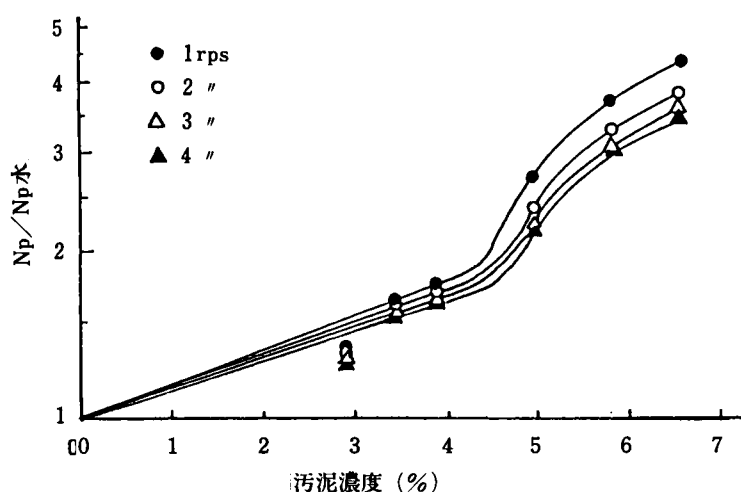


図3-1-19 攪拌動力と汚泥濃度の関係（余剰汚泥）

(2) 実験B

比較的低い回転数、即ち、小さな遠心力で濃縮性能が期待できる立形遠心濃縮機を用いて、その機械的耐久性、安定性等維持管理面での問題を中心に調査した。

立形遠心濃縮機の濃縮プロセスの特徴は、汚泥の間欠供給、間欠回収ということで、原汚泥を一定時間濃縮機に供給した後、汚泥供給を停止し、スキミングパイプで濃縮汚泥を回収するというプロセスをとっていることである。この特徴により、設定汚泥濃度を調節する操作因子は、遠心力は別にすると、汚泥供給量（一定供給量であれば供給時間になる）だけでよいということになる。表3-1-3は設定濃縮汚泥濃度を3%と4%にしたときに、供給汚泥濃度により汚泥の供給時間がどう変わるかを示したものである。また、その時の濃縮性能の概要を表3-1-4に示してある。本実験は、約8カ月にわたる連続運転を行ったわけであるが、運転後の分解点検の結果、濃縮機の機械的耐久性につい

表 3-1-3 原汚泥濃度と供給時間

(400 G、10 m³/hr)

濃縮汚泥濃度 原汚泥濃度	3 %	4 %
3,000 mg/ℓ	58分	73分
4,000 "	47分	61分
5,000 "	37分	49分

表 3-1-4 立形遠心濃縮機の濃縮性能の概要

濃縮汚泥濃度	3 %		4 %	
遠 心 力	400 G		400 G	
水 面 積 負 荷	1.6 m ³ /m ² ・hr	2.0 m ³ /m ² ・hr	1.6 m ³ /m ² ・hr	2.0 m ³ /m ² ・hr
S S 回 収 率	92～96 %	89.5～93 %	88.5～92.5 %	87～91 %

ては、ほぼ問題のないことがわかった。しかし、当初から最も摩耗が心配されたスキミングパイプの先端ノズルは、供給汚泥中に砂分が多かったこともあるが、摩耗が相当みられ、硬度の高い耐摩耗材質による肉盛が最低限必要とされることがわかった。また、連続運転中に起こった問題の中で、以下列記することが課題として残った。

1) 前処理としての除塵

補機類、主として汚泥ポンプの閉塞を防止する。

2) 前処理としての除砂

本実験では、砂の問題が非常に大きく取り上げられた。

汚泥中の砂分はスキミングノズルの摩耗を促進する。また、濃縮機底面の隅に砂の堆積がみられた。前処理のない場合は、自動洗浄工程の組み込みが必要になる。

3) 濃縮機のドレン

連続運転中の非常停止等で運転が中断した後、再始動をスムーズに行うためには、濃縮機内の汚泥を抜く方がよい。

他に、スキミング用油圧シリンダー内に塵芥が入り運転停止に及んだことがあったが、カバーを取り付けることによって、解決できた。また、スキミングノズルの移動は、緩やかにした方がよいこともわかった。

1)、2)の除塵・除砂については、横形遠心濃縮機にとっても課題となるので、実設備においては十分にその対策を行なう必要があると考える。

立形遠心濃縮機は、低速回転、低 G が特徴で、設備電動機容量も小さくてすむので、省エネルギー的立場から期待がかけられるが、供給汚泥単位乾固形物当りの消費電力を検討す

ると、実験Aでは1,400Gで100~150kWh/tonDS程度であったが、実験Bでは供給汚泥濃度が小さかったこともあって、400Gで250~350kWh/tonDSであった。同一供試汚泥であれば、これほどの差にはならないかもしれないが、少なくとも横形に比べ大容量の汚泥を長時間遠心力場に置くので、単位乾固形物当りの消費電力は、低Gの割には小さくならないと言える。

本機の騒音源は、ドラムの回転による風切り音とモーター音が主であるが、騒音レベルは、低速回転であるため比較的低かった。設置場所の環境によっては、屋外設置も可能であろう。

以上、立形遠心濃縮機による実験結果の概要と、今後の課題を述べたが、立形の大きな利点として、横形のスクリュウ肉盛補修のような現場では対応できない要素がなく、スキミングノズルを消耗品的に扱えば、定期検査を除いて運転停止時間を少なくできるという面がある。

(3) 実験C

実験Cは、実験Aで得られた知見をもとに、設定汚泥濃度を5%にし、省エネルギー化を目指して低Gのもとでの濃縮性の評価と、既施設の有効利用ができる図3-1-14のケース2、3の適用例の評価を目的として行ったものである。重力濃縮後の余剰汚泥・混合汚泥とも、図3-1-20および図3-1-21に示すように、1,000Gの遠心力のもとで良好な成果が得られた。重力濃縮後の活性汚泥を想定し、比較的濃度の高い余剰活性汚泥

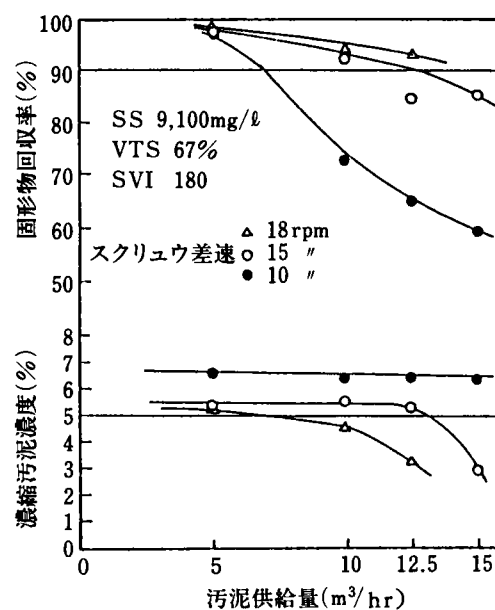


図3-1-20 余剰汚泥の運転性能

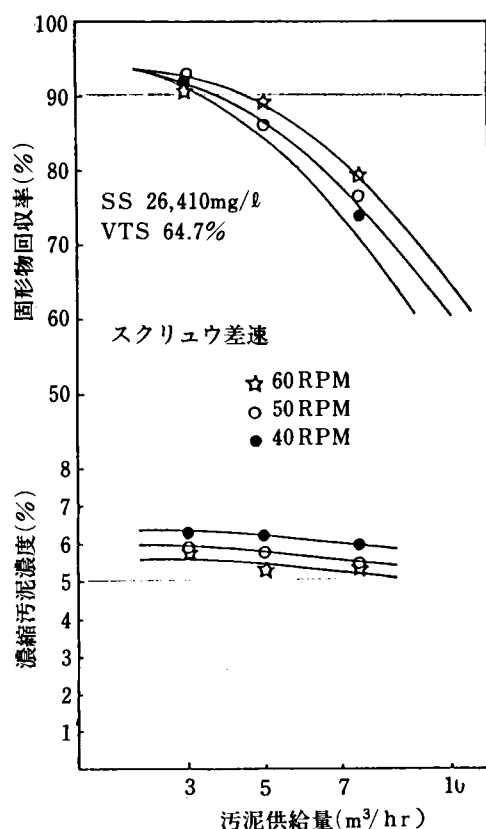


図 3 - 1 - 21 混合汚泥の運転性能

を用いてはいるが、図 3 - 1 - 20 から濃縮汚泥濃度 5 %、回収率 90 % の性能で、 $12.5 \text{ m}^3/\text{hr}$ 程度の汚泥が処理できることがわかる。また、混合汚泥については、図 3 - 1 - 21 から、 $5 \text{ m}^3/\text{hr}$ 程度の処理量であった。

次に濃縮機の省エネルギーについて検討してみる。上述の運転性能時の供給汚泥単位流量当りの消費電力（本体駆動および差速調整）は、余剰汚泥、混合汚泥それぞれ、 $0.4 \sim 0.5 \text{ kWh}/\text{m}^3$ 、 $0.8 \text{ kWh}/\text{m}^3$ であった。これを単位固形物当りで表現し、運転性能との関係を示したのが図 3 - 1 - 22 および図 3 - 1 - 23 である。

余剰汚泥で $40 \sim 50 \text{ kWh}/\text{ton DS}$ 、混合汚泥で $40 \sim 60 \text{ kWh}/\text{ton DS}$ で設定条件を満足していることがわかる。この値は、大阪市の実験的経験および各種報告⁴⁾から知る値の中では、低い値であった。これは、同じボール有効容量の従来機と比較すると、処理汚泥量を増やすことで、単位汚泥量当りの消費電力を節減することができたものである。なおかつ、設定処理条件を低 G のもとで達成できたことは、省エネ効果の一因にもなっているし、維持管理上の大きな問題の一つであるスクリュウ摩耗の進行速度を抑制する効果もあると考えられる。次に機械的安定性を調査するために混合汚泥を用いて 72 時間の連続運転を行っ

た。設定条件は、回収率90%以上、濃縮汚泥濃度5%とした。この時の運転性能結果を図3-1-24に示すが、平均の濃縮汚泥濃度4.65%、固形物回収率92.3%という成績が得られた。若干の設定値との差はあるが、良好で安定した性能を示した。また、このときの消費電力は、約40kWh/tonDSであった。

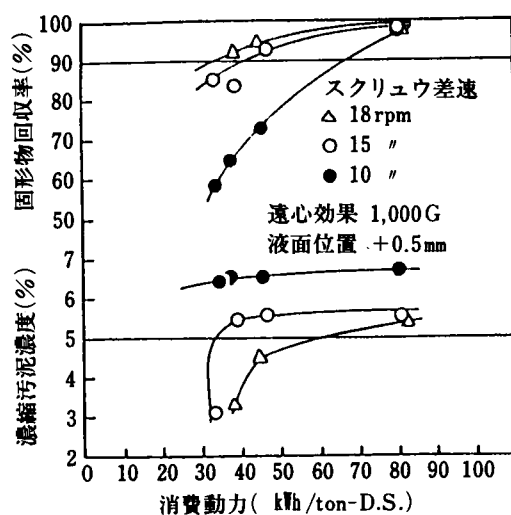


図3-1-22 単位固形物当りの消費電力（余剰汚泥）

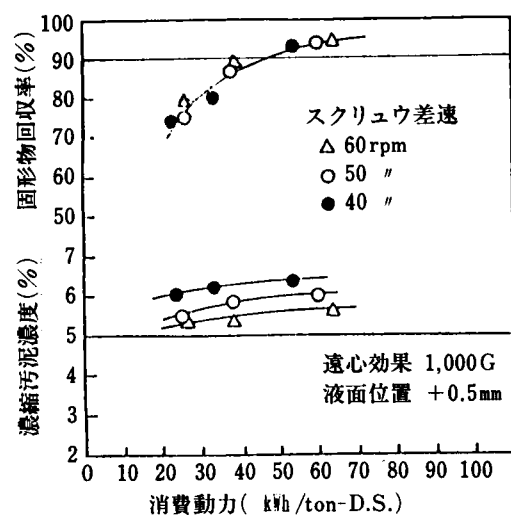
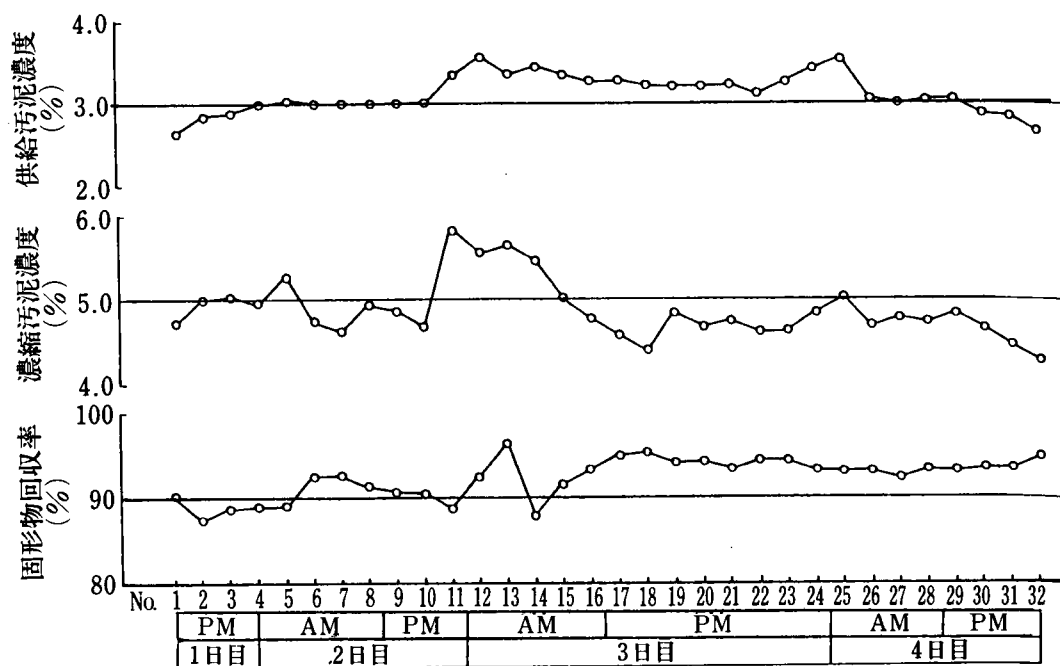


図3-1-23 単位固形物当りの消費電力（混合汚泥）



No.は、サンプリング番号を示す。

図 3 - 1 - 24 連続運転性能調査結果（混合汚泥）

3 考察

図 3-1-14 に示した 4 通りの遠心濃縮の適用例について、横形スクリュウデカンタタイプおよび立形バスケットタイプとも、設定の濃縮濃度・回収率が得られることがわかった。そこで、機種と対象汚泥の選択について検討してみる。

横形スクリュウデカンタタイプ（以下 横形）と立形バスケットタイプ（以下 立形）の最も大きな相違点は、機内における汚泥の滞留時間であると考えられる。横形は数分のオーダーであり、立形は数十分のオーダーになる。このため、大阪市のように、比較的規模が大きい処理場への導入の際に要求される、処理量の大きい濃縮機という点からは、立形は横形に比べ困難であると判断される。また、消費エネルギー面からも、既に述べたように、立形は低 G の割に省エネルギー化が期待し難い。騒音・振動については、高速回転の横形の方が大きいと思われるが、技術的対策は概ね確立しているので、特に大きな問題にならない。以上のことから、補修作業が大がかりでない立形は、規模の小さい処理場への導入に適した面を持っているが、大規模処理場への導入については、大型化・省エネルギー化が可能な横形遠心濃縮機が優先して検討されるべきであろう。

遠心濃縮機の運転に必要な動力は、主として、濃縮機を回転させるのに必要な機械的動力、分離液を排出する動力、濃縮汚泥を排出する動力よりなっている。この中で大幅に節減可能なのが分離液を排出するのに要する動力であるので、供給する汚泥を前もって重力濃縮によりできるだけ含有水分を排除しておくことが、省エネルギー効果を大きくする。

図3-1-14のケース2と3がエネルギー面からは優れた適用例とすることができる。そして、既存の重力濃縮槽を有効に利用でき、濃縮機の設置台数も少なくできるという利点がある。しかし、混合汚泥を対象にした場合、含まれる砂分が問題となる。横形遠心濃縮機の維持管理上で最も大きな課題であるスクリュウの摩耗対策を有利にするためには、砂分を含む汚泥をできるだけ避けるべきである。また、実験Cからわかるように、濃縮比率が小さい混合汚泥を対象とすると、摩耗を促進する因子であるスクリュウ差速を非常に大きく設定しなければならない。一方、初沈汚泥は重力濃縮槽を適正に運転することにより4%程度の濃度が期待できる。以上のことから、調査範囲内では、ケース3の重力濃縮後の余剰汚泥を遠心濃縮の対象とする方法が、最も優れた適用例であると判断される。

第3節 加圧浮上濃縮実験

ここでは、機械濃縮法の一つである加圧浮上濃縮法について、浮上濃縮効果とそれに影響する因子を解明するため、今福処理場で実施した実験結果について述べる。

1 実験方法

加圧浮上濃縮法では濃縮効果を高めるため、高分子凝集剤が添加される場合があるが、処理費用に占める高分子凝集剤の薬品比率が高いため、技術的に可能ならば無添加が望ましい。そこで、高分子凝集剤を添加しない条件の加圧浮上濃縮法による濃縮特性ならびに以下に示した主要な影響因子について検討した。

- (1) 運転操作……………固形物負荷、気固比
- (2) 混合方法……………加圧下混合、減圧後混合方式他
- (3) 汚泥の種類……………初沈、余剰および混合汚泥

今福処理場の余剰汚泥はすべて最初沈殿池に戻して初沈汚泥と混合したのち約1km離れた放出処理場へ送泥され、その汚泥と一緒に処理されている。即ち、今福処理場の初沈および余剰汚泥は汚泥処理施設からの返流水の影響を受けていない汚泥である。

初沈汚泥の加圧浮上濃縮特性等を調査するため、初沈汚泥の採取に当たって、余剰汚泥の初沈への返送を1日間停止し、余剰汚泥の初沈汚泥への混入影響を極力させて採泥した。

実験フローシートを図3-1-25に示した。加圧方式に関する実験では、図に示したように配管を切り替え、また、加圧水槽も多少改良して実施した。

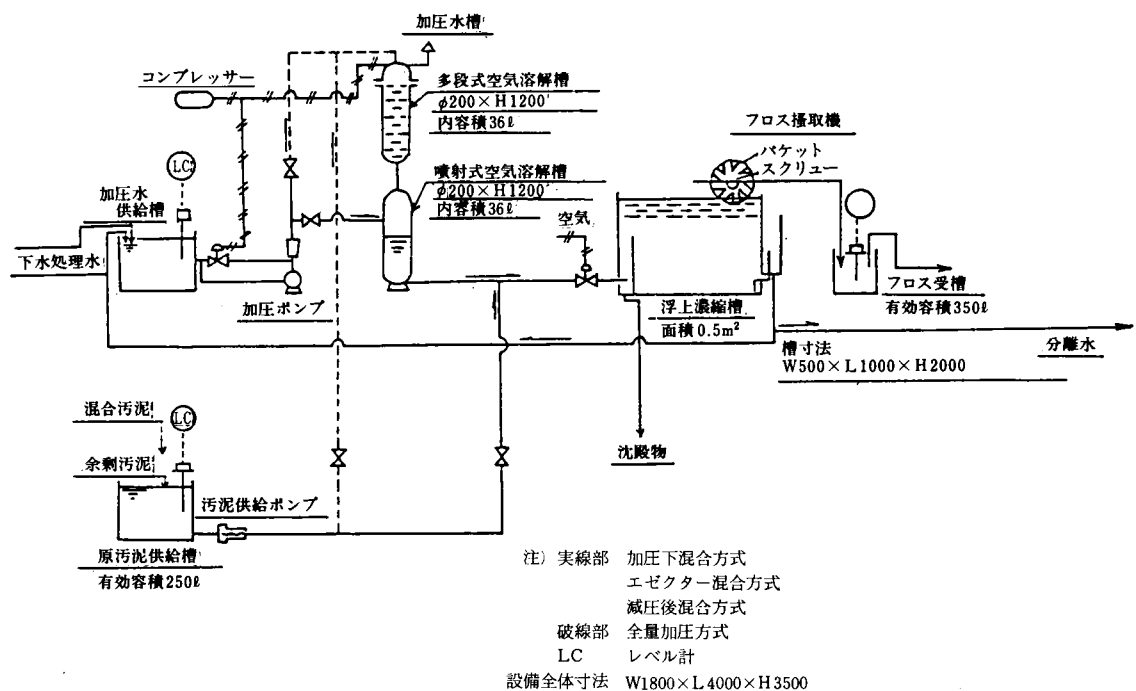


図3-1-25 実験装置フローシート

用いたパイロットプラントの加圧浮上槽は、 $W500\text{mm} \times L1000\text{mm} \times H2000\text{mm}$ の大きさで、分離水面 0.5m 、有効水深 1.9m のものである。浮上したフロスの掻取方法はバケットとスクリーンで直接掻き取る方式で実施した。

汚泥と加圧水の混合および加圧方式による濃縮特性の変化を調べるため、以下の4方式について実験を行った⁵⁾。

- (1) 減圧後混合方式
- (2) エゼクター混合方式
- (3) 加圧下混合方式
- (4) 全量加圧方式

これらのフローの模式図を図3-1-26に示したが、今回の実験では余剰汚泥について加圧下混合方式と各方式との比較を行った。また、混合汚泥については、加圧下混合方式と減圧後混合方式のみ実施した。

加圧水は、2次処理水と加圧浮上槽分離水を用い、加圧水量比（加圧水量／汚泥量）は、最大3程度とし、加圧水槽の圧力は $4\text{kgf/cm}^2\text{G}$ とした。

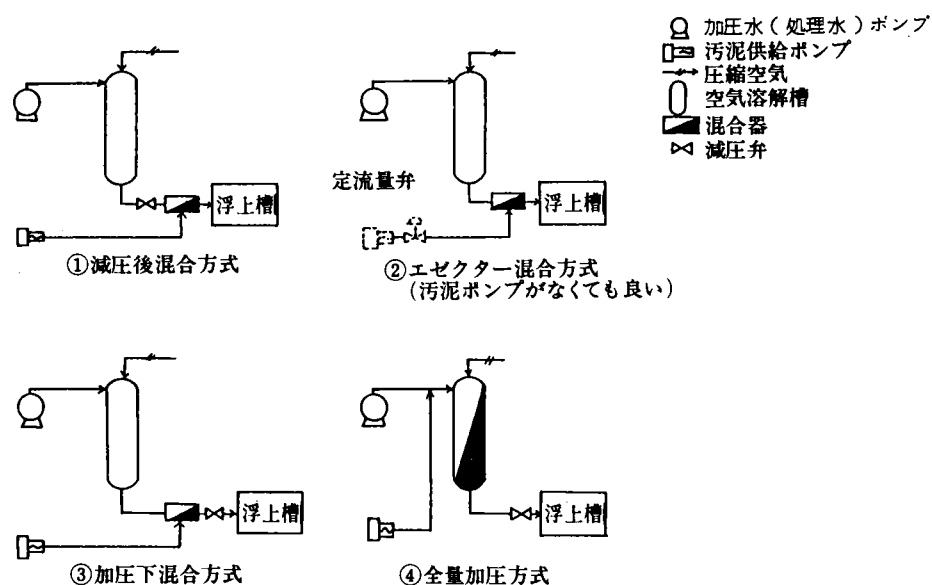


図3-1-26 浮上濃縮各方式フローシート

2 実験結果

用いた加圧浮上濃縮槽は1セットであり、フロス濃度が安定するまでに時間がかかるため、1日に1条件しか実験できなかった。そのため、水温や汚泥性状は厳密には同じでないが、別の日のほぼ同じ条件のデータを用いて影響因子等の検討を行った。

余剰汚泥の加圧浮上濃縮実験はまず加圧下混合方式で実施した。また、投入した汚泥濃度が変動したため、固形物負荷と気固比は日平均値で示した。

(1) 固形物負荷

固形物負荷は加圧浮上槽の水面積を決める重要な設計因子である。固形物負荷とフロス濃度の関係を図3-1-27に示したが、気固比が21~27ℓ-空気/kgDSのとき、固形物負荷が大きくなるにつれてフロス濃度は低下した。余剰汚泥の目標濃度は4.0%および3.5%とするならば、固形物負荷は各々70、140kg/m²日程度と判断された。

記号	混合方式	気 固 比 ℓ-空気/kg-DS
●	加 圧 下	23 ~ 27
○	"	21 ~ 23
◐	"	25 ~ 27

(SVI=129~188
VSS=79.9~80.3%)

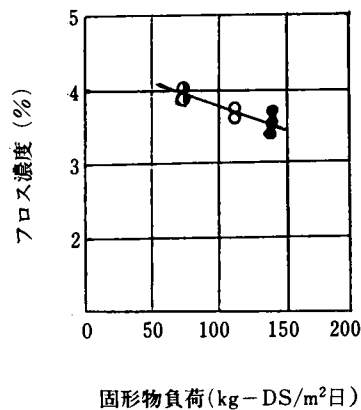


図3-1-27 固形物負荷とフロス濃度

(2) 気固比 (A/S 比)

気固比とフロス濃度との関係を図3-1-28に示した。気固比20ℓ-空気/kgDS(約26g-空気/kgDS=2.6%)以上にしてもフロス濃度は濃くならないため、この程度で充分と考えられた。

(3) 分離水SSとSS回収率

分離水SSは96~224mg/ℓで、この実験で用いた固形物負荷や気固比の範囲では、これらとあまり相関性がなかった。

一方、SS回収率は97~99%であったが、プラントの有効水深は1.9mであり、実規模槽では4~5mとなり、これより高いSS回収率になるものと考えられる。

(4) 混合方式による加圧浮上濃縮特性の比較

1) 減圧後混合方式

前述の結果は加圧下混合方式による結果であるが、減圧後混合方式による固形物負荷と

フロス濃度およびSS回収率との関係を図3-1-29および図3-1-30に示した。

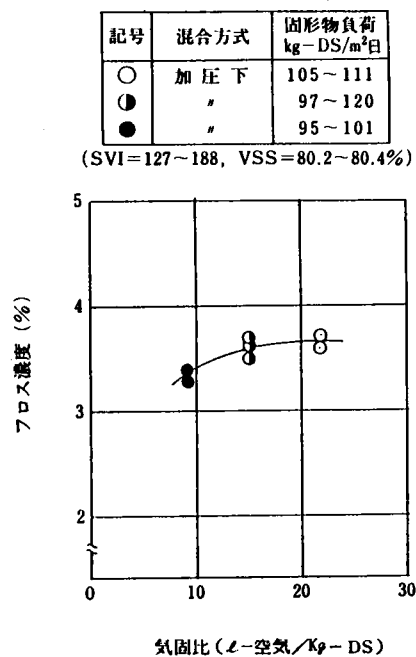


図3-1-28 気固比とフロス濃度

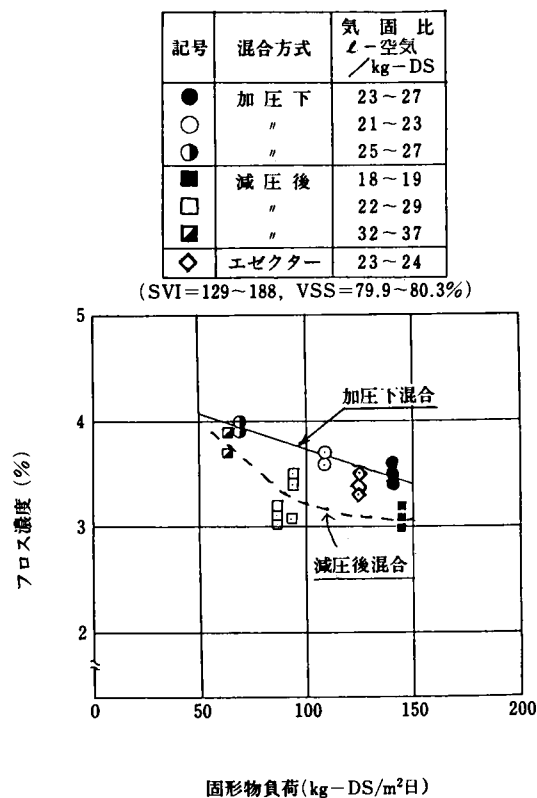


図3-1-29 減圧後混合方式、エゼクター混合方式と加圧下混合方式の比較

記号	混合方式	気 固 比 ℓ-空気 /kg-DS
○	加 圧 下	21～27
△	減 圧 後	18～37
◇	エゼクター	23～24

(SVI=129～188, VSS=79.9～80.3%)

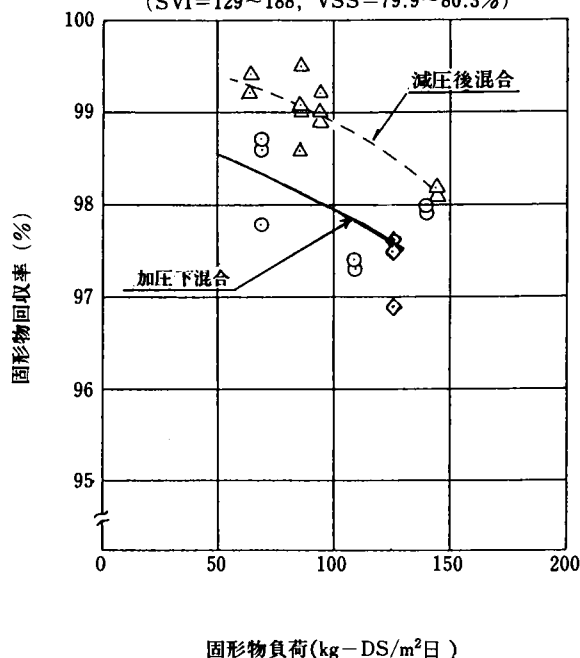


図 3 - 1 - 30 固形物負荷と固形物回収率

減圧後混合方式のフロス濃度は、加圧下混合方式に比べ全体にやや低かったが、SS回収率は良好であった。その理由は、減圧後混合方式では、加圧水を減圧してから汚泥と混合するため、気泡が発生した時に、汚泥と充分混合されておらず、また、気泡は微細なほど汚泥との付着性は良いが⁶⁾、発生した気泡は衝突して気泡径が大きくなりやすく、汚泥に付着した気泡が不安定になりやすい反面、汚泥ブロックが受ける水流による剪断力は加圧下混合に比べて弱いので、ブロックが分散しにくいと考えられた。

2) エゼクター混合方式

図 3-1-29 に結果を併記したが、エゼクター方式のフロス濃度は加圧下混合方式に比べ、若干低いが、減圧後混合方式よりは良好であった。エゼクター方式は加圧水をノズルで減圧すると同時に、エゼクターの吸収力によって汚泥を吸収し、急速に混合するので付着気泡の安定性は減圧後混合より良かった。また、汚泥への供給動力は極めて少ないため、省エネルギー的であると考えられた。

3) 全量加圧方式

固形物負荷および気固比とフロス濃度との関係を図 3-1-31 および図 3-1-32 に示した。全量加圧方式と加圧下混合方式では減圧時の発生気泡と汚泥との混合状況および汚

泥存在下で気泡が発生する機構が同じであるため、フロス濃度には有意な差はなかった。

記号	混合方式	気 固 比 ℓ -空気/ kg-DS
●	加 圧 下	23～27
○	"	21～23
◐	"	25～27
▲	全量加圧	22～24
△	"	22～27
▲	"	28～29
◇	" (注)	16～21

(SVI=129～188, VSS=79.9～80.6%)

記号	混合方式	固形物負荷 kg-DS/m ² 日
○	加 圧 下	105～111
◐	"	97～120
●	"	95～101
△	全量加圧	89～109
▲	"	95～103
▲	"	91～124

(SVI=127～188, VSS=80.1～80.8%)

(注) ◇印は噴射式空気溶解槽(加圧下混合用)を用いて全量加圧の実験を行った。

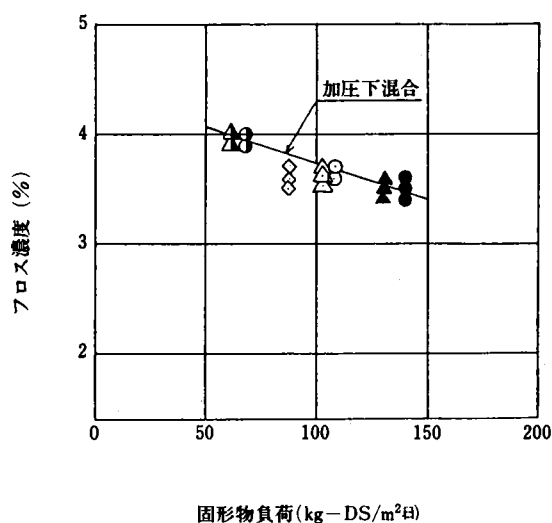


図3-1-31 全量加圧方式と加圧下混合方式の比較(I)

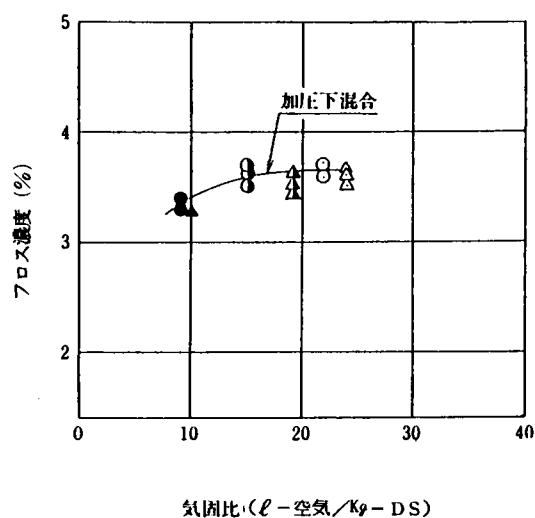


図3-1-32 全量加圧方式と加圧下混合方式の比較(II)

(5) 初沈汚泥と余剰汚泥との混合比率と濃縮効果

1) 混入率

混入率とは、全汚泥中に初沈汚泥の占める割合を重量比で表わしたものであり、これとフロス濃度との関係を図3-1-33に示した。これによると初沈汚泥混入率が増すとフロス濃度が高くなった。その混入率が0% (余剰汚泥のみ)、60%、100% (初沈汚泥のみ)でのフロス濃度は、各々3.5%、4.9%、7.2%となった。

2) 固形物負荷

固形物負荷とフロス濃度との関係を、混入率をパラメータにして図3-1-34に示したが、フロス濃度は初沈汚泥の混入率に大きく影響されることがわかった。また、初沈汚泥混入率がほぼ等しいデータごとに傾向をみると図中の余剰汚泥の場合とほぼ同じ傾向が見られ、固形物負荷が増加するとフロス濃度は低くなった。

3) 分離水SSとSS回収率

分離水のSSは140～410 mg/ℓ、SS回収率は94～98%となり、余剰汚泥単独のと

きに比べ、若干悪かった。

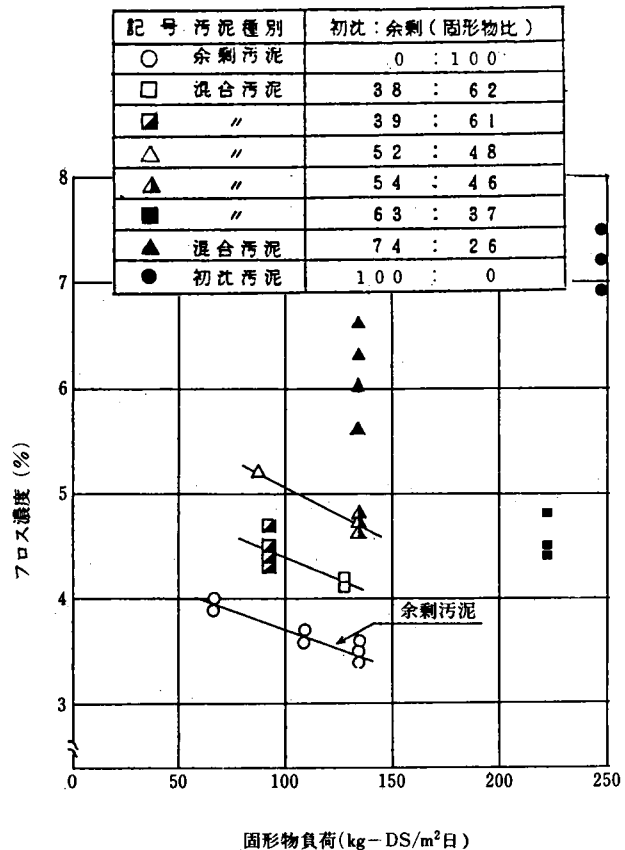
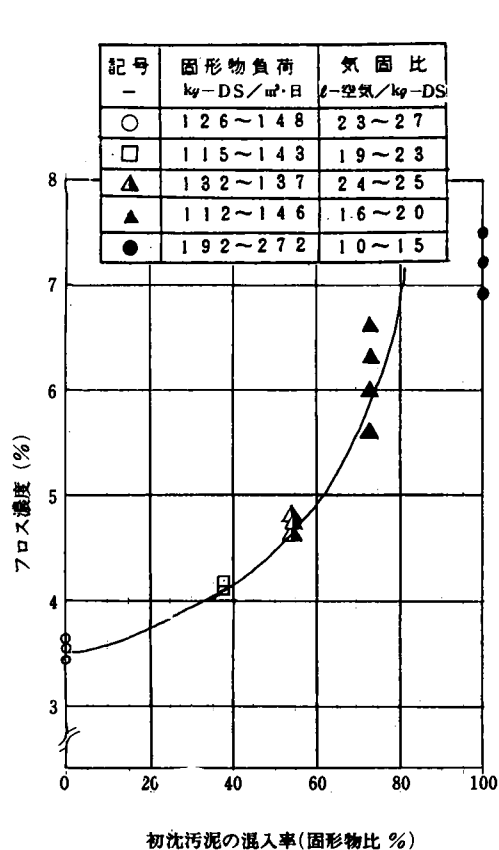


図3-1-33 初沈汚泥混合率とフロス濃度

図3-1-34 固形物負荷とフロス濃度

4) 減圧後混合と加圧下混合との比較

混合方式による比較結果を表3-1-5にまとめたが、両方式による浮上濃縮特性には差がなかった。余剰汚泥の加圧下混合法による浮上濃縮特性への影響については前に述べたが混合汚泥の場合、余剰汚泥に比べてフロス濃度が濃く、そのため、フロスの粘度が大きくなり、汚泥付着気泡が脱離しにくくなり、減圧後混合方式でも加圧下混合方式と比べて、フロス濃度に差がなくなったものと考えられた。

以上が、今福処理場で実施した加圧浮上濃縮に関する結果であり、汚泥の種類別の加圧浮上濃縮効果のみを要約すると表3-1-6のようになる。

また、フロス濃度は初沈汚泥の混入率に大きく影響されたが、本実験結果より妥当と考えられた固形物負荷 130 kg/m²・日での初沈汚泥混入率との関係は表3-1-7のようになった。ここには重力濃縮の円筒実験による結果も併記したが、余剰汚泥単独では重力濃縮で2.0%程度にしか濃縮されないが、加圧浮上法では3.5%まで濃縮されることがわかる。即ち、余剰汚泥の濃縮法としては、動力費など他の条件を考慮せず、より高い濃度を得るという点のみで考えれば、優れていることがわかる。

初沈汚泥の混入率が高くなるにつれて、重力濃縮および加圧浮上濃縮法ともに、濃縮汚

泥濃度は濃くなり、また、両者による濃縮効果もほぼ同じ傾向を示した。

表 3-1-5 混合汚泥の浮上濃縮効果と混合方式との関係

混合方式	初沈：余剰 固形物比	固形物負荷 ($kg-DS/m^2$ 日)	気固比 (ℓ -空気/ $kg-DS$)	フロス濃度 (%)	固形物回収率 (%)
加圧下	57:43	124~154	17~21	4.5~4.6	93.8~96.0
減圧後	57:43	122~146	18~21	4.4~4.6	94.1~96.0

表 3-1-6 加圧浮上濃縮法の運転条件と濃縮効果

汚泥種別 運転条件及び濃縮効果	余剰汚泥	混合汚泥
固形物負荷($kg-DS/m^2$ 日)	120	130
気固比(ℓ -空気/ $kg-DS$)	20	20
圧力(ゲージ圧)($kg \cdot f/m^2G$)	4.0	4.0
加圧水量比(m^3 -水/ m^3 -汚泥)	0.8~3.0	1.6~3.0
フロス濃度(%)	3.5以上	4以上
分離液SS濃度(mg/ℓ)	250以下	400以下
固形物回収率(%)	97以上	95以上

表 3-1-7 加圧及び重力濃縮効果の比較

初沈汚泥の 混入率	浮上法フロス濃度 (固形物負荷 $130 kg/m^2$ 日)	重力沈降到達濃度 (24 時間後)
0%	3.5%	2.0%
30%	3.9%	2.7%
40%	4.2%	3.0%
50%	4.5%	3.4%
60%	5.0%	3.9%
70%	5.6%	4.2%

3 考察

加圧浮上濃縮法において、固形物負荷、気固比、加圧水量比および加圧水圧などの運転条件と、フロス濃度およびSS回収率との関係についてはかなり明確に把握できた。残る問題として、より高濃度の汚泥をより少ない処理費で、かつ安定して得られる装置に関する技術開発および今後予想される汚泥性状の変化と加圧浮上濃縮特性との関係の把握であろう。

現在、重力濃縮法では2.0～2.5%程度の汚泥しか得られていないところが多い。そのため、既設の重力濃縮槽の加圧浮上槽への改造が考えられる。その場合、一般に槽の直径が15～20 mと大きいので、加圧方法の選択によっては減圧後の汚泥が槽中心部まで送られる間に、汚泥に付着した気泡が汚泥から分離し、浮上濃縮効果に影響を与えたりする。また、浮上濃縮汚泥が大気と接しているため、夏期には汚泥腐敗による悪臭対策が必要となり、冬期には夜間の冷え込みで汚泥温度が下がり、消化方式の場合には余分な汚泥加温エネルギーが必要となるなど、その改造には十分な検討が必要である。

加圧浮上濃縮法では、汚泥性状ならびに濃縮目標濃度にもよるが、設計固形物負荷は100～150 kg/m²日一般在り、この場合、重力濃縮法の必要面積の約半分程度と少なくてよい。また、加圧浮上濃縮法は多くの附帯設備を必要とするが、汚泥濃縮に必要な面積は水処理に比べて僅かであることなどから、上記の固形物負荷範囲では下水処理全体での用地節減は期待できないと考える。

今回実施した加圧浮上濃縮実験では、高分子凝集剤の無添加条件下での加圧浮上濃縮特性を把握し、その影響因子を検討することを目的としたものであるが、生汚泥脱水の場合には、高分子凝集剤の添加は濃縮と脱水の両方に有効に作用することも考えられるので、残存高分子凝集剤の脱水効果の検討も必要である。

加圧浮上濃縮法の設備は、重力および遠心濃縮法に比べて複雑であり、また、投入汚泥性状の時間的変動に対して迅速かつ、適切に操作条件を変更できない欠点がある。さらに、その消費電力は加圧浮上濃縮の技術開発が進められているものの、重力濃縮法(10～15 kWh/ton-DS)に比べて非常に大きく、一般に150 kWh/ton-DS程度と不利な立場にある。今後の技術開発が是非とも望まれる。

第4節 要約

重力濃縮、遠心濃縮、加圧浮上濃縮の3方法について、パイロットプラント実験装置等を用いて実験的検討を行ってきたが、以下にその要点をまとめて述べる。

- (1) パイロットプラント実験結果より、重力濃縮における汚泥浮上防止対策として30～60分間の曝気が有効であるケースがあった。
- (2) また、投入汚泥濃度 $6,000\text{mg}/\ell$ 以下にすると、抜取汚泥濃度は、3.0%以上が得られ、SRTは約10～15時間以上であった。また、固形物負荷を $70\text{kg}/\text{m}^3$ 日程度でかつ、汚泥界面を水面下80cm以深で運転すると、分離液のSSは $500\text{mg}/\ell$ 以下、SS回収率は90%以上になることがわかった。
- (3) 遠心濃縮実験は横形と立形の2機種について行った。立形は、G値400と遠心力は低いが、単位時間当りの処理量が少ないので、処理固形物当りのエネルギー消費量が大きくなり、処理場が大規模になると不利になると考えられた。
- (4) 横形は、1000Gと比較的低い遠心力で余剰汚泥を濃度5.0%、回収率90%以上を安定して得ることが可能となり、その消費電力は従来形の遠心濃縮機のそれより大幅に少ない $40\sim60\text{kWh}/\text{ton-DS}$ となり、省エネルギー化が可能となった。
- (5) 遠心濃縮では、5.0%以上の濃縮汚泥が得られるが、濃縮汚泥のハンドリング性および管路輸送ならびに攪拌時における消費エネルギー等から、5%程度が適当であると考えられた。
- (6) 遠心濃縮機の導入方法としては、初沈汚泥は重力濃縮とし、余剰汚泥は別に重力濃縮後、遠心濃縮する方法が、エネルギー面などから最も効率的と考えられた。
- (7) パイロットプラントによる加圧浮上濃縮実験において、余剰汚泥の場合、固形物負荷 $120\text{kg}/\text{m}^3$ 日、気固比 $20\ell\text{-空気}/\text{kg-DS}$ で運転すると、フロス濃度3.5%以上、分離水SS $250\text{mg}/\ell$ 以下、SS回収率97%以上が得られた。
- (8) 混合汚泥の浮上濃縮特性として、混合汚泥への初沈汚泥混入率（固形物比）が大きくなると、フロス濃度も濃くなった。混入率60%、固形物負荷 $130\text{kg}/\text{m}^3$ 日で運転すると、フロス濃度は約5.0%になった。
- (9) 加圧方法によって、浮上濃縮特性に大きな差はなかった。
- (10) 加圧浮上濃縮法は、他の濃縮法に比べて、加圧水槽、コンプレッサー等の附帯設備・機器が多いので、日常の運転操作が複雑であると考えられた。

以上が、パイロットプラント等による実験結果であるが、重力濃縮は簡素なプロセスで、かつ、省エネルギー的であるため、その長所を充分に発揮できる運転操作方法の見直しが必要である。

濃い抜取汚泥を得るには、固形物負荷は一般的には $70\text{kg}/\text{m}^3$ 日前後で、常時、低濃度で汚泥を連続投入し、夏期には曝気による浮上防止策を実施し、さらに、汚泥界面を制御す

るのが基礎的な運転操作方法と考えられる。

しかしながら、流入汚泥性状および水処理運転操作などを考えると、重力濃縮では30%程度が限度であろう。今後とも、汚泥の濃縮性は悪化の方向にあるものと思われ、そのため、抜取汚泥濃度がさらに薄くなり、後続の汚泥処理に重大な影響を及ぼすことが考えられ、加圧浮上ならびに遠心濃縮など機械濃縮の導入が事態悪化を防ぐ有効な手段と考えられる。

加圧浮上濃縮法は、重力濃縮法に比べ、設備が非常に複雑で、消費エネルギーも高いが、濃縮効果は重力濃縮より優れている。

一方、遠心濃縮法は、技術的確立の遅れにより、大規模処理場での実施例も少ないが、他の2方法よりも濃い汚泥が得られ、さらに、消費エネルギーは重力濃縮法より劣るが、加圧浮上濃縮法よりは優れており、今なお、省エネルギー志向の機種の開発が進められている。

以上、3方式とも長所、短所を各々持っているため、単一方式のみの比較検討だけでなく、設置スペース、操作性、経済性ならびに将来の汚泥性状（SVI、VS（%）、他）などを考えて汚泥処理システムの比較検討を行う必要がある。その総合評価より、重力、加圧浮上および遠心濃縮法の単一、または、その組み合わせを選択しなければならない。

参考文献

- 1) 長谷川 博 他 「重力濃縮の改良に関する一考察」 第19回下水道研究発表会講演集, pp.502～504, 1982
- 2) 河田 雄一 他 「重力濃縮槽における汚泥濃度改善実験（投入汚泥濃度の変化とその影響）」 第20回下水道研究発表会講演集, pp. 559～561, 1983
- 3) 馬場 研二 他 「曝気前処理による汚泥濃縮効率の改善」 第19回下水道研究発表会講演集, pp.496～498, 1982
- 4) 日本下水道事業団 「試験部報」 pp.1～10, 1980
- 5) R.F.Wood, R.I.Dick 「Factors of Influencing Batch Floataion Tanks」 JWPCF, Vol. 45, No. 2, p.2, 1973
- 6) 野中 八郎 「下水処理プロセスとプラントの設計」 日本下水道協会

第2章 嫌気性消化に関する基礎的研究

大阪市の消化槽運転状況は、先に述べたとおり投入汚泥濃度や汚泥中の有機物含有率が低いため、投入汚泥量当りのガス発生量が約6.1倍、有機物減少率が約35%と我が国の他都市の例や欧米諸国の下水処理場に比べて低い値を示し、必ずしも良好な消化効率を得られていないのが現状である。

従って、エネルギー回収を目指したり、生污泥脱水方式に比べて汚泥処理費を削減するためには、消化効率を現行以上に向上させることが不可欠な要素となる。

ここでは、嫌気性消化槽の消化効率に影響を及ぼすと考えられる処理場別汚泥性状の調査、初沈汚泥と余剰汚泥の比較、消化日数、消化温度、攪拌条件等の諸因子ならびに高濃度消化について、回分式および連続式消化実験装置を用いて検討するとともに、消化汚泥の性状（沈降性、濃縮性、脱水性）についても一部調査検討を加えた。

第1節 影響因子に関する基礎的検討（回分式実験）

主として回分式消化実験装置を用いて、各処理場汚泥の性状と消化効率、初沈汚泥と余剰汚泥の比較等について検討した。

1 実験方法

図3-2-1に示した回分式消化実験装置を用い、各々4個の消化槽（容量1ℓ）に種汚泥500mlを封入した後、恒温水槽内（35～37℃）に設置して数日間観察し、連結部等からのガス漏れの無いことおよび均一なガス発生量を確認した。次に、3個の消化槽（7日、15日、30日消化）に各々400mlの汚泥を投入し、残り1個の消化槽は種汚泥だけのコントロールとして実験を行った。なお、攪拌は手動で2回/日行うこととした。実験期間中、毎日のガス発生量を測定し、また、実験終了後に消化汚泥を採取して、投入汚泥と同様に性状分析を行った。

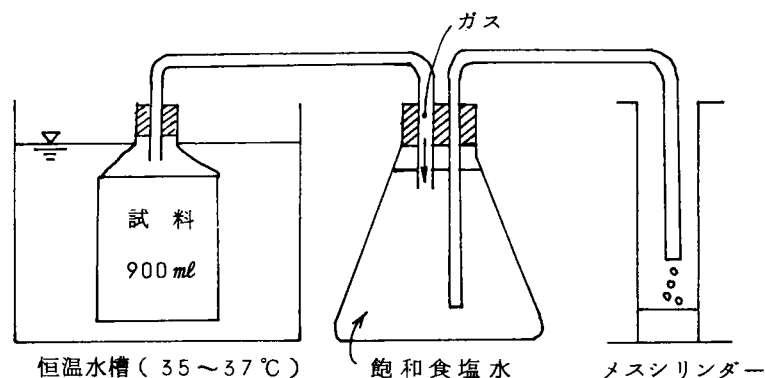


図3-2-1 回分式嫌気性消化実験装置

投入汚泥および消化汚泥の pH、TS、VTS、BOD、COD、T-N、 $\text{NH}_3\text{-N}$ 、TOC は各々下水試験方法に準じて測定した。また、炭水化物、粗脂肪、粗たん白の分析方法は¹⁾次の通りである。

(1) 炭水化物

炭水化物：アンスロン比色法（加水分解後）

粗繊維：重量法

(2) 粗脂肪

エーテル抽出法により定量したが、遊離脂肪酸、レシチン、ワックス、色素等も抽出されるので粗脂肪で示した。また、鉱物油と動植物油の分離は活性アルミナカラム法²⁾により行った。

(3) 粗たん白

組成が不明のため有機態窒素（ $(\text{T-N}) - (\text{NH}_3\text{-N})$ ）に、換算係数 6.25 を乗じて求めた。

2 実験結果および考察

(1) 汚泥性状と消化効率

7カ所の処理場の濃縮汚泥について消化実験を行い、それらの結果から消化効率に及ぼす汚泥性状の影響等について比較検討した。

投入汚泥の有機物含有率と消化汚泥の有機物含有率および有機物減少率の関係を図 3-2-2 および図 3-2-3 に示す。

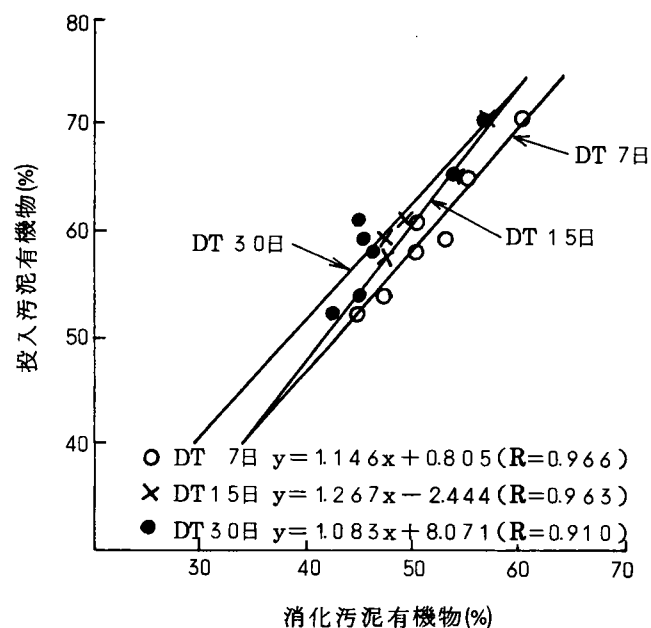


図3-2-2 投入汚泥有機物(%)と消化汚泥有機物(%)の関係

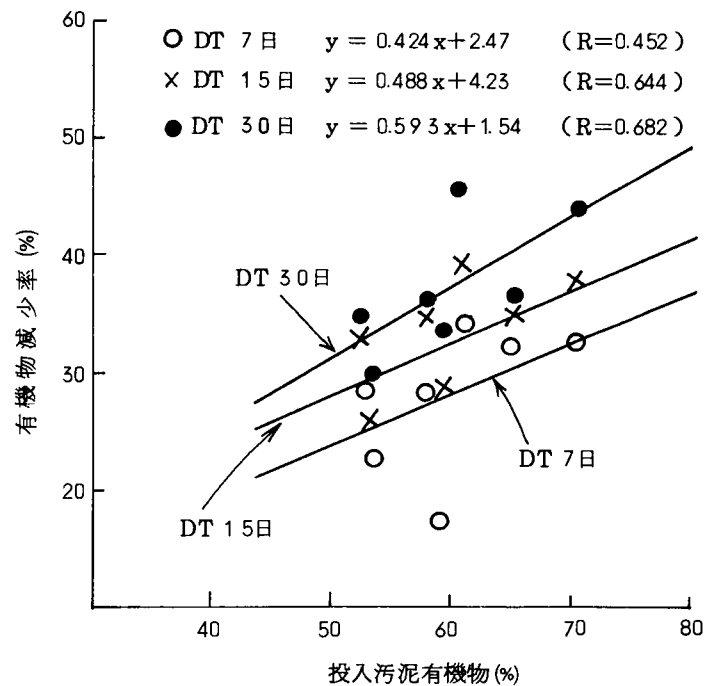


図3-2-3 投入有機物(%)と有機物減少率(%)の関係

消化汚泥の有機物含有率は、投入汚泥の有機物含有率と消化日数に大きく依存しているが、投入汚泥の有機物含有率が60%の場合、消化汚泥の有機物含有率は7日消化で約52%、15日消化で約49%、30日消化で約47%となっており、消化日数が長くなるにつれて汚泥中の有機物含有率は徐々に減少傾向を示している。また、投入汚泥の有機物含有率と有機物減少率の関係をみると、相関は低いが有機物減少率は投入汚泥の有機物含有率と消化日数に依存する傾向が見られ、求めた回帰式から各消化日数における有機物減少率は、投入汚泥の有機物含有率が60%の場合、7日消化で約28%、15日消化で約33%、30日消化で約38%であった。

投入有機物量および分解有機物量とガス発生量の関係を図3-2-4および図3-2-5に示したが、投入有機物当りのガス発生量は、消化日数が長くなるに従って増加し、7日消化は他の15日消化および30日消化に比べて傾きおよび相関係数ともかなり低い。これは、7日間では汚泥中の有機物が十分に分解されず、その結果、ガス発生量にばらつきが生じて、相関係数が低くなったものと考えられ、7日消化では消化日数が不足していることを示唆している。

一方、分解有機物量とガス発生量の関係は、消化日数15日および30日消化でほぼ一定の傾きと高い相関係数(約0.95)が認められ、分解有機物当りのガス発生量は950~960 ml/gとなっている。一般に処理場では、消化に伴う固形物減少量をガス発生量から推定するので、分解有機物とガス発生量の関係は、日常の維持管理にとって極めて重要な指標となる。従って、上記の結果から消化に伴う固形物減少量を推定すれば、概ね発生ガ

ス 1 m^3 当り有機物 1 kg と判断される。

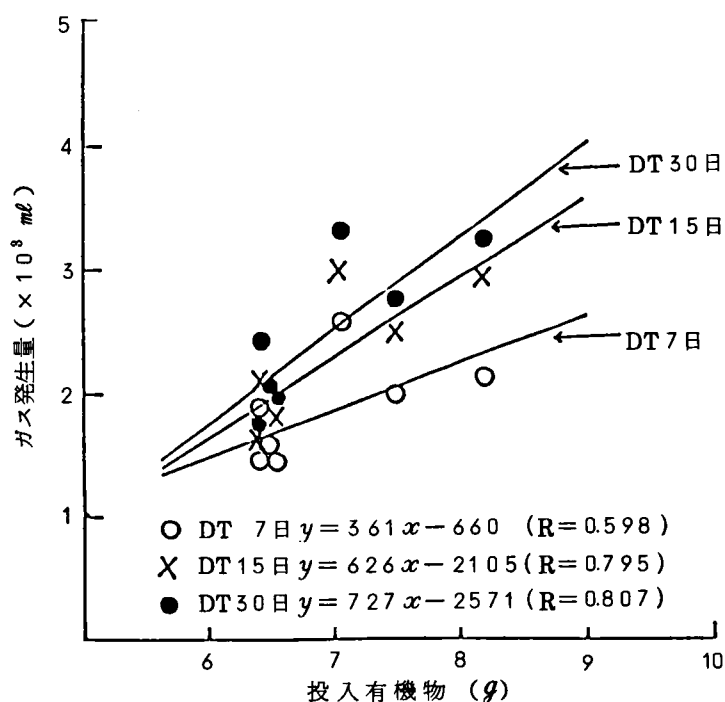


図 3-2-4 投入有機物量とガス発生量の関係

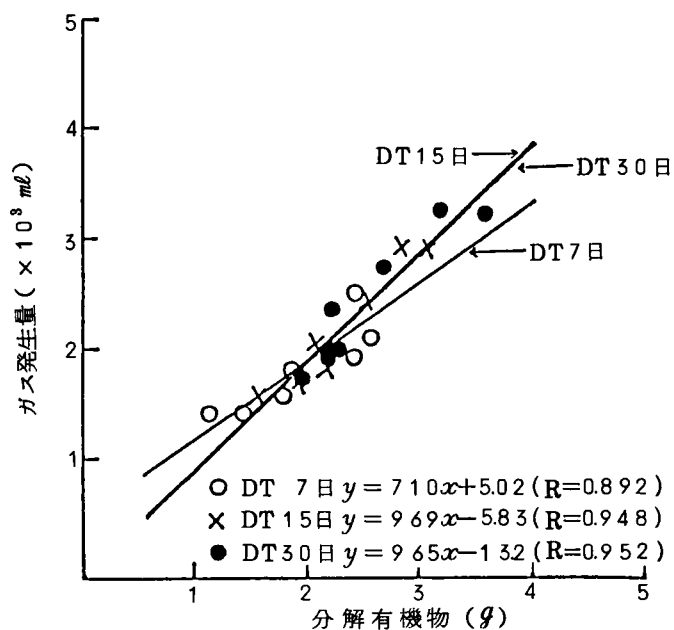


図 3-2-5 分解有機物量とガス発生量の関係

次に各処理場の汚泥性状と消化効率の関係について検討するため、消化日数と投入有機物当りのガス発生量および有機物減少率の関係を各処理場毎に調査し、その結果を図 3-2-6 および図 3-2-7 に示す。

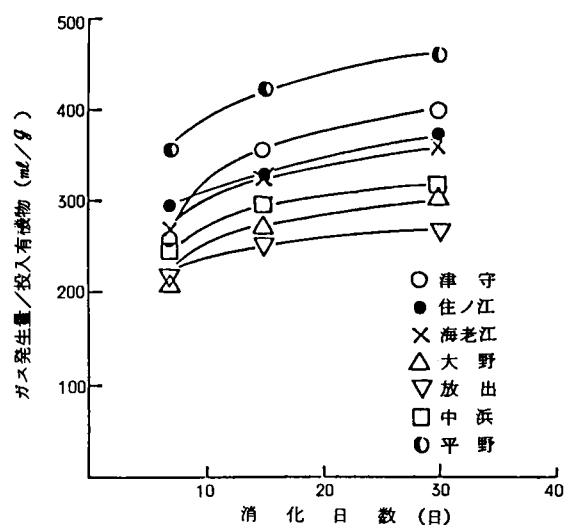


図3-2-6 ガス発生量/投入有機物と消化日数の関係

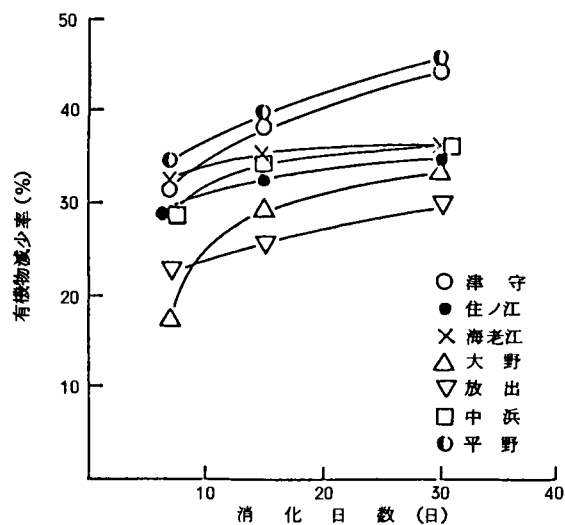


図3-2-7 有機物減少率と消化日数の関係

投入有機物当りのガス発生量および有機物減少率は、各処理場の汚泥とも消化日数が増加するに従って増加する傾向にあるが、消化日数15日でほぼ安定する処理場と消化日数30日までほぼ直線的に増加する一部の処理場があり、処理場間でその傾向にかなり差が現れている。また、投入有機物当りのガス発生量は処理場間によって200~400 ml/gの範囲で変動しており、一方、有機物減少率も処理場間で約20%近い差が認められる。

このような傾向は、汚泥性状の差が消化効率に大きな影響を及ぼしていることを示唆しており、汚泥中に含まれる有機物の割合とその成分に起因するものと考えられるので、汚泥性状を処理場毎にさらに詳しく調査し、消化効率との関係について検討した。

表3-2-1に示した汚泥性状と消化実験結果より処理場間における投入汚泥性状の特徴をみると、汚泥中の有機物含有率の最も高い処理場は津守で、以下、海老江、平野の順となっている。その結果、ガス発生量が3処理場とも高くなっており、投入汚泥の有機物含有率は消化効率を推定する一つの目安になるものと考えられる。

次に、有機物の主な構成成分である炭水化物、粗脂肪、粗たん白の割合を図3-2-8に示したが、その他の有機物にはフミン酸等、上記3成分以外の物質および測定上の誤差もいく分か含まれていると思われる。

一般に、炭水化物、粗脂肪、粗たん白の分解に伴うガス発生量や分解率等については、ガス発生量の最も多い物質は脂肪で、次いで炭水化物、たん白質の順となっており、また、発生ガス中に占めるメタン含有量の割合は、セルロース等の炭水化物は比較的少なく、脂肪およびたん白質は逆にメタン含有量が高い物質である。一方、分解速度は炭水化物が最

表3-2-1 処理場別汚泥性状と消化実験結果(消化日数30日の場合)

項目 処理場	TS (mg/l)	VTS (mg/l) (%)	TOC (mg/l)	炭水化物 (%/VTS)	動植物油 (%/VTS)	粗たん白 (%/VTS)	ガス 発生量 (ml)	ガス 発生量 投入量 (l/l)	ガス 発生量 投入VTS (l/kg)	有機物 減少率 (%)
津 守	29,300	20,600 (70.4)	9,900	10.2	5.2	45.1	3,250	8.1	394	43.7
住ノ江	30,500	16,000 (52.4)	8,100	10.6	5.8	45.0	2,370	5.9	371	34.7
海老江	28,900	18,800 (65.1)	9,500	11.2	4.9	52.1	2,730	6.8	363	36.2
大 野	27,800	16,400 (59.1)	7,750	7.9	4.5	42.7	1,990	5.0	303	33.6
放 出	30,000	16,100 (53.6)	8,800	10.6	6.4	37.9	1,730	4.3	268	29.8
中 浜	28,100	16,300 (58.0)	8,600	12.9	5.3	41.7	2,060	5.2	316	36.2
平 野	29,200	17,800 (60.9)	9,670	*27.0	7.4	45.5	3,280	8.2	461	45.5

* 製鉛業廃水の流入による影響が考えられる。また、炭水化物はアンスロン法により分析を行ったので、各単糖類によって発色率が異なり、グルコース等が多く含まれていると発色強度が高くなって、炭水化物量が大きくなることも考えられる。

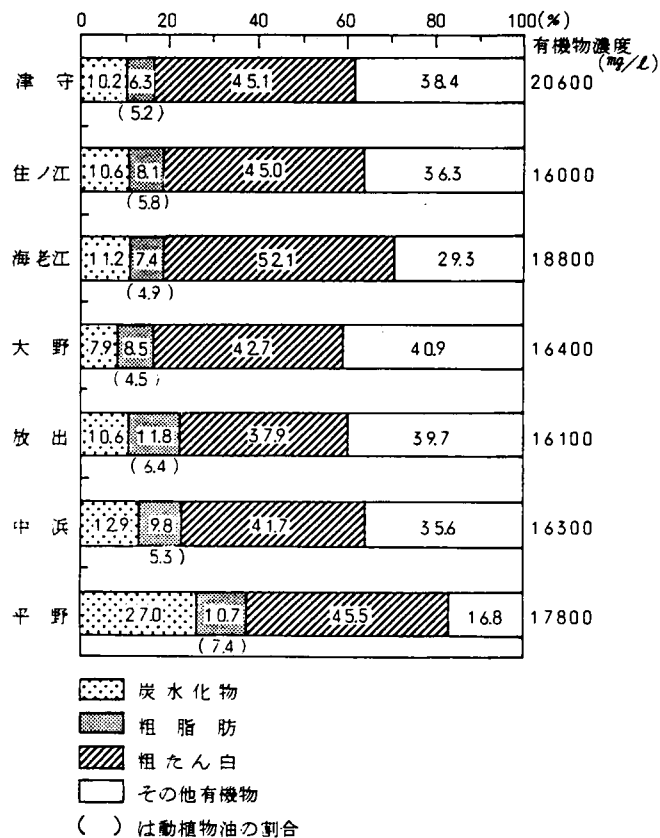


図3-2-8 投入汚泥に含まれる有機物成分の割合

も速く、次に脂肪、たん白質の順になっており、たん白質はその種類にもよるが概ね50%程度しか分解されないと言われている^{3),4)}。従って、投入汚泥の有機物含有率が高く、また、その成分中に炭水化物や粗脂肪が多く含まれておれば、ガス発生量や分解率が高く嫌気性消化に適した汚泥であると判断できる。

これらのことから、各処理場の汚泥性状をみれば、汚泥中には粗たん白が40~50%と最も多く、また、炭水化物および粗脂肪は約10%前後含まれており、平野を除く他の処理場では、炭水化物、粗脂肪、粗たん白とも顕著な差が認められない。しかし、平野処理場の汚泥には炭水化物が27%と他処理場に比べて非常に多く含まれており、これが投入有機物当りのガス発生量および有機物減少率を高くしている原因ではないかと推測される。

(2) 初沈汚泥と余剰汚泥の比較

一般に、余剰汚泥は初沈汚泥に比べて有機物含有率は高いものの、ガス発生量は低い傾向にあることが指摘されている^{5),6)}。その原因は、初沈汚泥は生活系排水等を沈殿分離して得られた汚泥であるのに対して、余剰汚泥は好気性微生物の酸化分解によって生じた菌体群を主成分とする汚泥であるため、汚泥中に含まれる有機物成分等が基本的に異なるものと考えられる。

従って、初沈汚泥および余剰汚泥について各々消化実験を行い、その結果から、両者の消化効率等について比較検討した。

投入有機物および分解有機物当りのガス発生量を図3-2-9および図3-2-10に示したが、実験に用いた各汚泥の性状は、汚泥濃度および有機物含有率にばらつきが認め

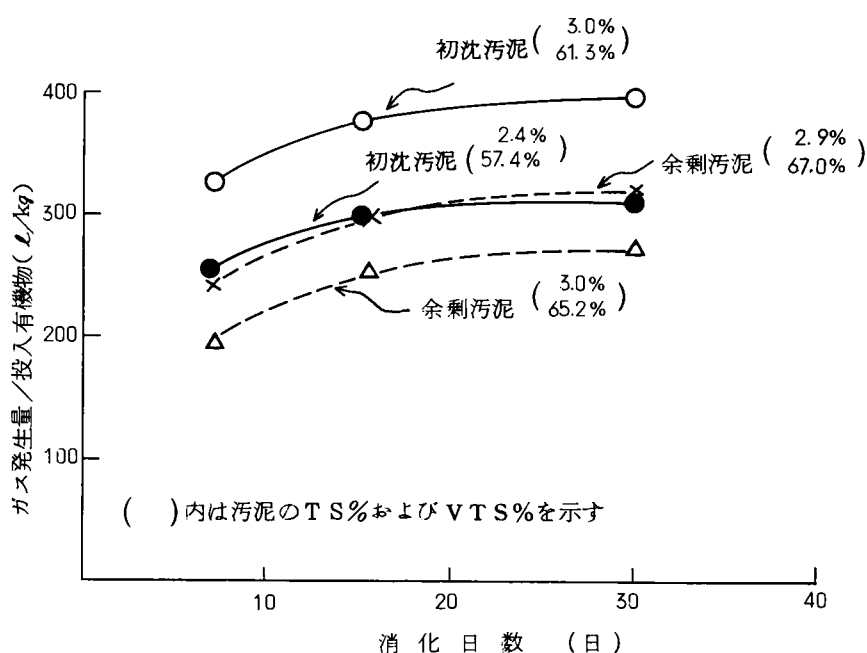


図3-2-9 消化日数と各汚泥の投入有機物当りのガス発生量

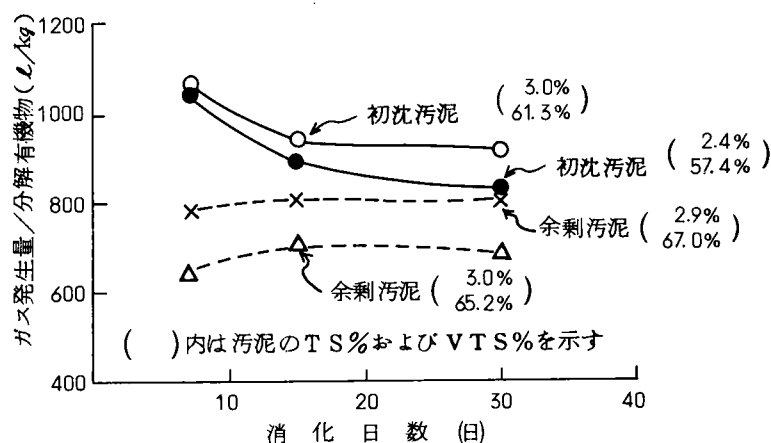


図3-2-10 各汚泥の分解有機物当りのガス発生量

られ、特に余剰汚泥有機物含有率は初沈汚泥に比べて全般的にかなり高い傾向にある。投入有機物当りのガス発生量は、初沈汚泥および余剰汚泥ともに汚泥中の有機物含有率が高くなるに従って増加しており、投入汚泥の有機物濃度に大きく影響されることを示している。しかし、両者の汚泥について比較すれば、汚泥中の有機物含有率は余剰汚泥が高いにもかかわらず、投入有機物当りのガス発生量は明らかに初沈汚泥が高くなっており、この傾向は分解有機物当りのガス発生量において顕著に現れている。従って、初沈汚泥は余剰汚泥に比べると、かなりガス発生量が多い汚泥であると判断される。

一方、有機物減少率については、図3-2-11に示した通り、初沈汚泥および余剰汚泥とも有機物含有率が高くなれば、有機物減少率は増加する傾向にあるが、先に述べた投入有機物および分解有機物当りのガス発生量に比べると両汚泥間の差は少なくなっており、むしろ有機物含有率の少ない初沈汚泥は、有機物減少率が低くなる傾向も認められる。従って、有機物減少率は汚泥中の有機物含有率にかなり影響されるが、初沈汚泥の有機物含有率が余剰汚泥に比べて低いことを考慮すれば、初沈汚泥は余剰汚泥に比べて有機物減少率が高い汚泥であると考えられる。

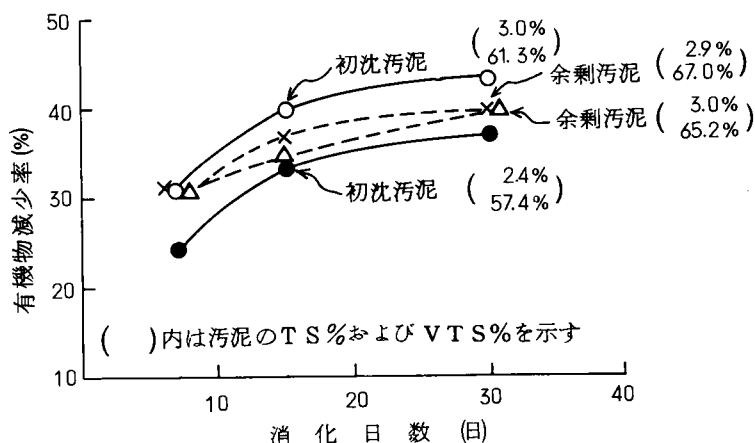


図3-2-11 消化日数と各汚泥の有機物減少率(%)

これらのことから、初沈汚泥は一般に余剰汚泥に比べて汚泥中の有機物含有率は低いが、投入有機物および分解有機物当りのガス発生量ならびに有機物減少率が高く、嫌気性消化にとって有利な汚泥であると結論される。

今後、消化槽の消化効率をさらに向上させるためには余剰汚泥の対策が不可欠の要素であり、その対策として、余剰汚泥の分解率を高めるための検討^{7),8),9),10)}、あるいは余剰汚泥発生量をできるだけ少なくする処理方式の検討等が必要と考えられる。

第2節 影響因子に関する基礎的検討（連続式実験）

1 実験方法

図3-2-12に示した連続式消化実験装置を用いて、各々の消化槽に種汚泥30ℓを封入した後、これらを恒温水槽内に設置した。汚泥（中浜処理場濃縮汚泥を採取後、5%のフルイを通した）の投入は日曜日を除く6日間で1週間分を投入することとし、1日に1回投入および採取を行う半連続方式により実験を行った。実験期間は投入汚泥と消化槽内の最初の種汚泥とが十分に入れ替わることを考慮して、消化日数の2～3倍程度とし、投入量および採取量、消化温度、攪拌条件は各々の実験目的により設定したが、特別の場合を除いて、消化温度36～37℃、攪拌条件100 rpm、8 hr/日（1 hr 攪拌、2 hr 停止）とした。

なお、採取試料の分析は、ガス発生量および消化汚泥のTS、VTSについては6回/週、また、消化汚泥のその他の項目については2回/週実施したが、実験結果の解析に当っては、実験を開始して消化槽内の汚泥が十分安定した後のデータを用いた。

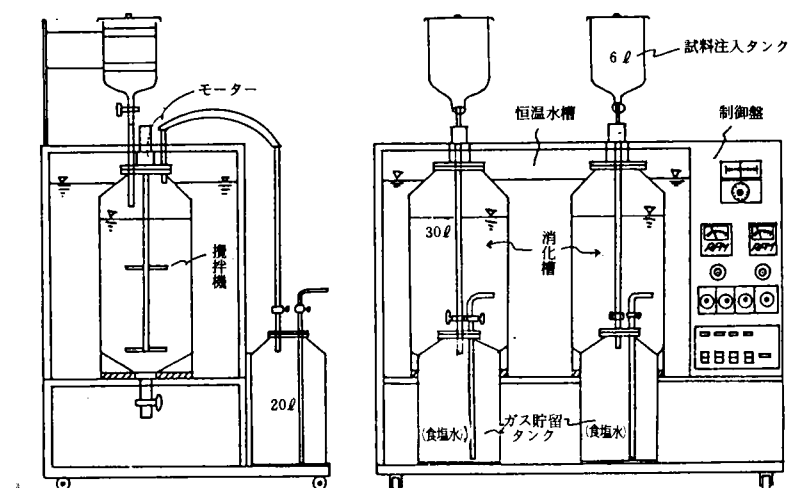


図3-2-12 嫌気性消化実験装置（連続式）

2 実験結果および考察

(1) 消化日数

汚泥中の有機物は嫌気性細菌や微生物の働きによって、①酸性発酵期、②酸性減退期、③アルカリ性発酵期の三段階を経て分解されるので、安定な物質になるまでには一定の消化期間が必要になる。一般に、消化日数と温度の関係は、図3-2-13のとおり示されるので、下水道施設設計指針では1次消化槽30～35℃、20日消化が標準となっており、また、大阪市では、1・2次消化槽全体で30日消化を基準に設計を行っている。消化日数は消化効率に影響を及ぼす重要な因子となるので、まず、その影響について検討した。

表3-2-2に消化日数を5日、10日、20日、30日に各々変化させて実験した結果を示す。消化日数が長くなるに従って、消化汚泥中の有機物含有率は徐々に減少し、投入量および投入有機物当りのガス発生量や有機物減少率も当然大きくなる傾向にある。

図3-2-14より消化日数と投入量および投入有機物当りのガス発生量の関係をみれば、消化日数20日（有機物負荷 $1.0 \text{ kg/m}^3 \text{ 日}$ ）前後までガス発生量は上昇するが、それ以上消化日数を長くしてもほとんど増加せずに安定傾向にあることから、ガス発生量の面から見た最適消化日数はこの附近に存在するものと推定される。

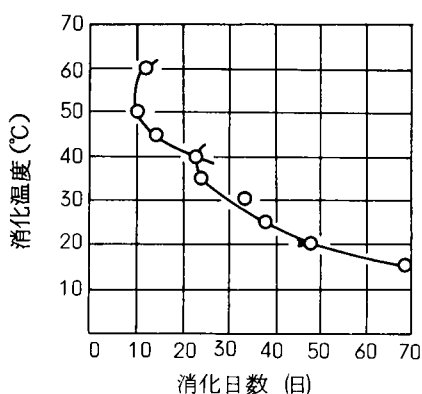


図3-2-13 消化日数と温度の関係

表3-2-2 消化日数の影響

試料	項目 消化日数	TS	VTS	TOC	有機物 負荷	ガス 発生量	ガス量 投入量	ガス量 投入VTS	ガス量 分解VTS	ガス量 分解TOC	減少率(%)		
		mg/l	%	mg/l	kg/m ³ /日	l/日	l/l	l/kg	l/kg	l/kg	TS	VTS	TOC
投入 汚泥	5, 10日	31800	63.1	11150									
	20, 30日	31500	62.6	11020									
消化 汚泥	5日	24800	52.3	7500	4.0	28.8	4.8	240	682	1320	22.0	35.2	32.7
	10日	22200	50.5	6400	2.0	18.8	6.3	312	707	1310	30.2	44.2	42.7
	20日	22800	48.5	6100	0.99	10.5	7.0	355	808	1440	27.7	43.9	44.2
	30日	21400	48.0	5800	0.66	6.5	6.5	330	691	1250	32.1	47.7	47.3

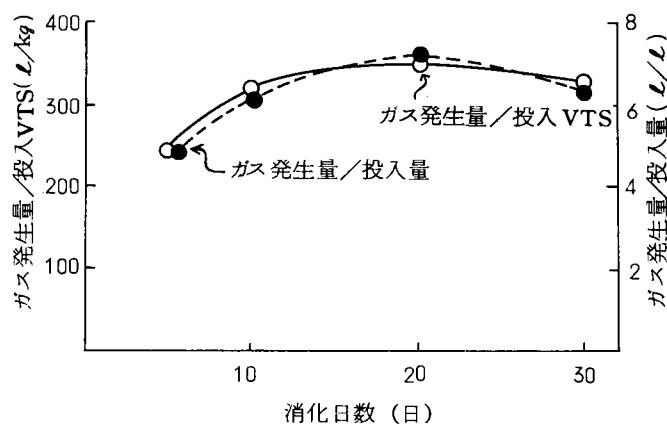


図3-2-14 消化日数とガス発生量の関係

次に、消化の後に続く洗浄、脱水等の汚泥処理工程に及ぼす消化日数の影響について検討するため、消化汚泥の物理的性状を調査した。

図3-2-15に消化日数と消化汚泥の有機物含有率、沈降速度、圧密濃度ならびに浮上率の関係を示す。消化日数が5日～30日と長くなるに従って、消化汚泥の有機物含有率は52.3%から48.0%まで徐々に減少し、その結果、沈降速度は2.0～3.7 cm/hr、圧密濃度は3.1～3.5%に各々上昇しており、また、汚泥の浮上率も大幅に減少する傾向にある。このことは、消化汚泥の有機物含有率が洗浄槽における沈降性、濃縮性ならびに汚泥浮上に大きな影響を与えることを示しており、消化日数を長くすることによって、洗浄槽での汚泥浮上に伴うトラブルや抜取汚泥濃度の低下による脱水工程での弊害を少なくできることを示唆している。

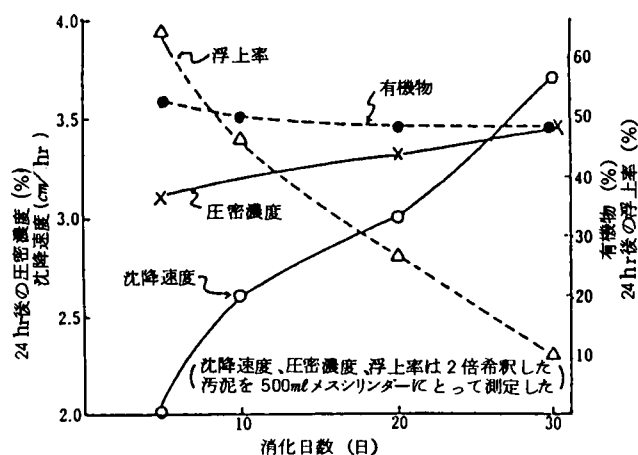


図3-2-15 消化日数と汚泥性状の関係

一方、脱水性に及ぼす消化日数の影響については、ヌッチェテストで汚泥の比抵抗を測定することにより比較検討した。未洗浄の消化汚泥に対して、無薬注および硫酸第1鉄5%、消石灰10%併用添加した場合の比抵抗と消化日数の関係を図3-2-16に示したが、

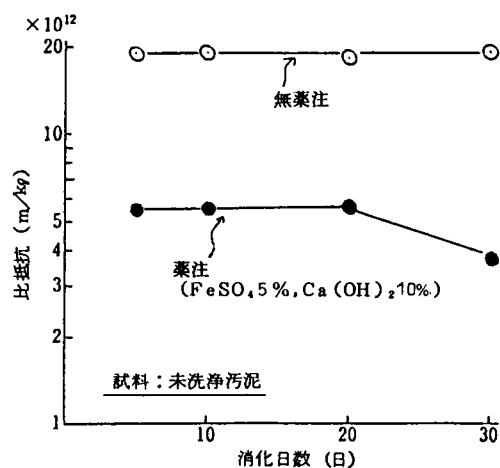


図3-2-16 消化日数と脱水性の関係

消化日数の増加に伴う比抵抗の顕著な変化は認められなかった。

以上の結果、投入量および投入有機物当りのガス発生量からみた消化日数は概ね 20 日程度と考えられるが、消化汚泥の沈降性および濃縮性は消化日数が長くなる程向上しており、また、脱水性は消化日数にあまり影響されないことがうかがわれた。

(2) 消化温度

一般に、嫌気性消化における消化温度は図 3-2-13 に示すように、40℃前後の不連続帯を境として中温消化域と高温消化域に分けられる。中温消化域は 30～40℃の温度範囲といわれるが、最適温度は文献等によれば 30℃前後、30～35℃^{11),12)}、あるいは 32～37℃^{13),14)}等、かなり差が認められる。高温消化域は 40～55℃の温度範囲で、最適温度は 50℃前後にあると報告されているが、高温消化はガス発生量および有機物負荷の増大、あるいは、消化日数の短縮等^{11),12),13)}いくつかの利点をもっているものの、温度変化に非常に敏感であること¹¹⁾、加温熱量が大きくなり経済的に不利になること等の理由によりあまり採用されていない。

従って、各都市では中温消化域の 30～35℃で消化を行うのが普通であり、大阪市でも概ねこの温度範囲で消化槽の運転が行われている。

本実験は装置の関係上、消化温度 35℃、40℃、45℃(実験 1)および 35℃、40℃、50℃(実験 2)に温度条件を各々変化させて実験を行った。実験に用いた投入汚泥の性状は実験 1, 2 で異なり、ガス発生量や有機物減少率等も当然変動するので、各実験毎にその影響を比較検討することとした。

消化温度と投入量および投入有機物当りのガス発生量の関係、ならびに消化温度と有機物減少率の関係を図 3-2-17 に示す。実験 1 より、いずれのガス発生量も 35℃から 40℃に温度を上昇させることによって増加する傾向にあるが、それ以上温度を高くして

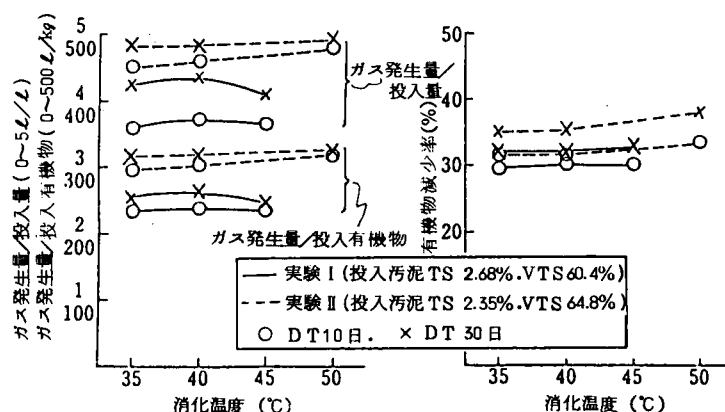


図 3-2-17 ガス発生量及び有機物減少率に及ぼす消化温度の影響

もほとんど変化が認められず、また、有機物減少率は消化日数による影響は認められるものの、35～40℃の温度範囲ではほぼ一定の減少率を示し、温度の影響はほとんど現れなかった。

一方、実験2ではさらに50℃の高温域まで上昇させて実験を行ったが、消化温度50℃における投入量および投入有機物当りのガス発生量は、35℃および40℃に比べて明らかに増加し、また、有機物減少率も高くなる傾向にある。この傾向は、図3-2-18に示したガス発生量の経日変化においても現れている。ガス発生量は汚泥の投入に対応して規則的なパターンを示すが、特に、消化温度50℃のガス発生量の増減変化が35℃や40℃に比べて大きく、これは温度の上昇によって有機物の分解速度が促進され、汚泥投入量の変動にガス発生量が速やかに対応した結果であると考えられる。しかし、消化温度50℃まで上昇させても消化日数の影響に比べると、消化効率に及ぼす影響因子としてはかなり小さな結果を示している。

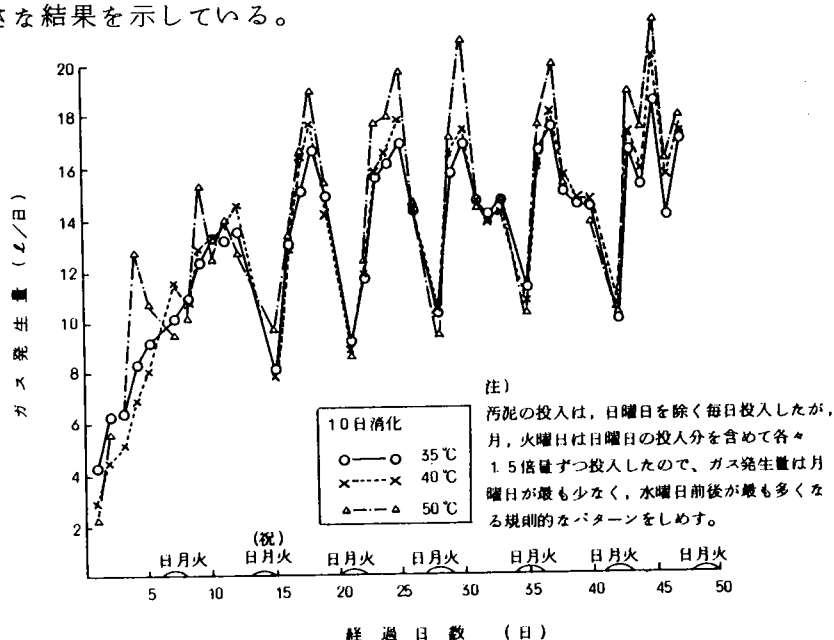


図3-2-18 各消化温度におけるガス発生量の経日変化

次に、実験1で得られた各消化汚泥の物理的性状を表3-2-3に示す。消化汚泥濃度は温度条件に関係なくほぼ一定で、沈降速度および圧密濃度は消化温度が高くなるにつれてやや悪化する傾向も見られるが、24時間後の汚泥浮上は消化日数が短く、また、温度の低い場合に多く発生している。これは消化不足による発生ガスの影響によって、汚泥が浮上したものと推定され、消化日数が短い場合は消化温度を高くすることによって、汚泥浮上に伴う障害を軽減できると思われる。

以上の結果、消化槽内温度を従来の30～35℃から40～50℃まで上昇させることによって、ガス発生量や有機物減少率はある程度増加するので、汚泥量の増加等により過負荷な条件で運転されている消化槽では、消化温度を上げることによって消化効率が改善されるものと考えられる。しかし、図3-2-17(実験1)にみられるように45℃における

ガス発生量の減少傾向は、一般に中温消化域から高温消化域へ移行する過程で、各々の温度域に適した嫌気性細菌の消長によって生じる不連続帯によるものといわれているが、今回の実験においては十分確認できなかった。

また、消化汚泥の沈降性や濃縮性は、消化温度を高くしてもあまり改善されなかった。

表 3-2-3 消化温度による汚泥性状の変化

日数	項目	消化汚泥濃度	24 hr 後の	沈 降 速 度	24 hr 後の
	温度	(%)	圧 密 濃 度 (%)	(cm / hr)	浮 上 率 (%)
10	35℃	2.23	3.35	2.32	67
	40℃	2.20	3.34	1.74	0
	45℃	2.20	3.18	0.93	0
30	35℃	2.35	3.91	2.33	0
	40℃	2.34	3.40	1.59	0
	45℃	2.34	3.29	1.94	0

注 1：圧密濃度、沈降速度、浮上率は消化汚泥を水道水で 2 倍希釈（1+1）後、500 ml のメスシリンダーにとって測定した。数値は試料数 10 個～15 個の平均値。

注 2：24 hr 後の浮上率は、全測定回数の中で浮上した回数（浮上の大小にかかわらず）の占める割合を示す。

(3) 攪拌条件

消化槽内の攪拌は、①微生物と投入汚泥を十分接触させる、②内容物をできるだけ均一化する、③スカムの発生を防止する等が主な目的であるといわれ¹⁵⁾、この目的に沿って、機械攪拌、ガス攪拌、槽外攪拌等が、実際の消化槽において実施されている。攪拌の影響については、いくつか報告されているが、最適攪拌条件についての知見は少なく、1 日に 1 時間を超えない程度^{18),19)}や槽内汚泥が一循環する程度²⁰⁾で十分であるというのが一般的な見解のようであり、過度の攪拌はかえって有害であるという説もある^{18),21)}。しかし、高濃度消化法を実施する場合、槽内攪拌が重要な要素^{22),23)}になると考えられるので、消化効率を向上させる因子の一つとして検討した。

本実験は、消化日数 10 日および 20 日の条件に対して、攪拌時間を 2, 6, 12, 24 hr / 日に各々設定して攪拌効果を調査した。図 3-2-19 よりガス発生量に対する攪拌の影響は、攪拌時間を 2～24 hr / 日まで変化させても全く認められず、また、投入量および投入有機物当りのガス発生量や分解率についても同様に調査したが、それらに変化はなかった。そこで、攪拌条件を 0 および 24 hr / 日に大きく変化させて再び実験を行ったが、先の実験結果と同様の傾向を示した。

このように、本実験では攪拌の影響はほとんど認められなかったので、消化槽内の攪拌は投入汚泥と種汚泥が十分混合できれば、それ以後の攪拌は消化槽にとってあまり重要で

ないとも考えられる。しかし、本実験に用いた消化槽の容量や上下2段に回転翼を設置した攪拌機の構造等を考え合せると、短時間で十分混合が行われたものと推定されるので、攪拌の影響については、引続き第3章で検討を行なうこととした。

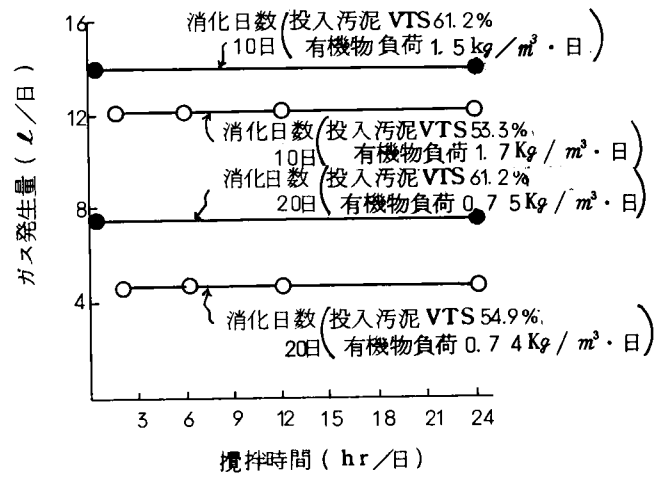


図 3-2-19 ガス発生量と攪拌時間の関係

第3節 高濃度消化に関する基礎的実験

最近、遠心濃縮機等によって、汚泥を機械的に濃縮する方法が幾つか開発され、高濃度汚泥が容易に得られるようになったので、高濃度消化法が特に注目されるようになってきた^{6),24)}。消化槽投入汚泥は、管路輸送等に支障が生じない限りできるだけ汚泥中の水分を除去して濃度を高く保つことにより、投入汚泥量を減少させることができるので、槽内の加温に要するエネルギーを節減し、消化日数を長くできるというメリットがある。また、汚泥濃度の上昇によって槽内の重炭酸塩濃度が高くなり、緩衝能が増加してpH変化が生じにくいので、負荷変動に対して安定した運転ができるといわれている^{25),26)}。特に、大阪市の消化槽投入汚泥濃度は、先に述べたように平均2.2%程度で投入され、処理場によっては2%以下の低濃度で投入している所もあるので、機械濃縮すれば加温エネルギーや消化日数の面でかなり有利になるものと考えられる。

一般に、機械濃縮すれば10%程度までは濃縮できるが、濃度をあまり高くすると汚泥の粘性が急速に増加して流動性が低下するので、管路輸送上の損失水頭が大きくなり、また、攪拌も円滑に行われないう等、幾つかの問題が生じて、投入汚泥濃度にも自ずと限界がある。

汚泥濃度の限界値は、文献等によれば6~8%¹⁴⁾以上で攪拌困難になるとか、10%^{12),27)}以内にすることが必要である等、報告されているので、従来から採用されている3%と、さらに、4.5%、6%の3種類の汚泥について消化実験を行った。

1 実験方法

汚泥濃度の調整

中浜処理場の濃縮汚泥を、立形遠心濃縮機に約8ℓ/minの速度で投入しながら20~30分間遠心濃縮し、8~10%の濃縮汚泥を採取した後、遠心濃縮時に発生した分離液を用いて汚泥濃度が3%、4.5%および6%になるよう調整した。

その他の実験方法は第2節の1と同様である。

2 実験結果および考察

(1) 消化効率の検討

投入汚泥濃度を3%、4.5%、6%に変化させて消化効率に及ぼす影響について調査した結果を表3-2-4に示す。

各汚泥の消化日数が5~30日、7.5~40日、10~40日と異なっているのは、投入汚泥の濃度変化に伴って有機物負荷が変動するので、有機物負荷が概ね0.6~4.0kg/m³日の範囲内になるように投入汚泥量を調整したためである。

表 3-2-4 投入汚泥濃度の影響

濃度	試料	消化日数	項目	TS	VTS	TOC	有機物負荷	ガス発生量	ガス量投入量	ガス量投入VTS	ガス量分解VTS	ガス量分解TOC	分解率 (%)		
				mg/l	%	mg/l	kg/m ³ /日	l/日	l/l	l/kg	l/kg	l/kg	TS	VTS	TOC
3.0 %	投入汚泥	5. 10		31800	63. 1	11150									
		20. 30		31500	62. 6	11020									
	消化汚泥	5		24800	52. 3	7500	4. 0	28. 8	4. 8	240	682	1320	22. 0	35. 2	32. 7
		10		22200	50. 5	6400	2. 0	18. 8	6. 3	312	707	1310	30. 2	44. 2	42. 7
		20		22800	48. 5	6100	0. 99	10. 5	7. 0	355	808	1440	27. 7	43. 9	44. 2
		30		21400	48. 0	5800	0. 66	6. 5	6. 5	330	691	1250	32. 1	47. 7	47. 3
	投入汚泥	7. 5		47200	57. 2	14950									
4.5 %	投入汚泥	15. 30		46600	58. 2	14950									
		40													
	消化汚泥	7. 5		40600	48. 6	10620	3. 6	30. 8	7. 7	285	1080	1780	14. 3	26. 9	24. 2
		15		38600	47. 3	10200	1. 8	19. 3	9. 7	356	1090	2030	17. 2	32. 7	31. 8
		30		37300	46. 3	9780	0. 90	10. 7	10. 7	395	1090	1980	20. 0	36. 2	34. 7
		40		36700	45. 6	9820	0. 68	8. 1	10. 7	399	1050	2050	21. 4	37. 9	34. 0
	投入汚泥	10. 20		59000	64. 7										
6.0 %	投入汚泥	30. 40													
	消化汚泥	10		42800	49. 8		3. 8	47. 0	15. 7	410	930		27. 5	44. 7	
		20		39700	48. 6		1. 9	24. 7	16. 4	431	872		32. 7	49. 5	
		30		37700	47. 8		1. 3	17. 5	17. 5	458	868		36. 1	52. 8	
	投入汚泥	40		36900	47. 6		0. 95	13. 2	17. 6	461	854		37. 5	54. 0	

投入汚泥濃度を高めることによって、一定の有機物負荷条件で消化日数を長くすることができるので、消化効率は従来の消化槽に比べて当然アップするものと予想される。

図 3-2-20 および図 3-2-21 より投入量および投入有機物当りのガス発生量と投入汚泥濃度の関係をみれば、汚泥濃度が高くなるに従ってガス発生量は増加傾向を示し、特に投入量当りのガス発生量にその傾向が顕著に現れている。すなわち、汚泥濃度 3 % では約 6 倍に対して、4.5 % で約 10 倍、6 % で約 16 倍のガス発生量が認められ、濃度の上昇

に伴って著しく増加している。

これらの結果を先の実施設の消化槽運転結果と比較すれば、実施設では投入汚泥濃度約 2.2 % に対して 6.1 倍程度の低いガス発生量となっているので、汚泥濃度を高めることによって大幅な増加が期待できる。

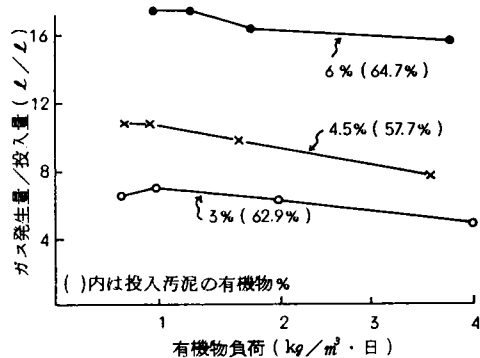


図3-2-20 ガス発生量/投入量と有機物負荷の関係

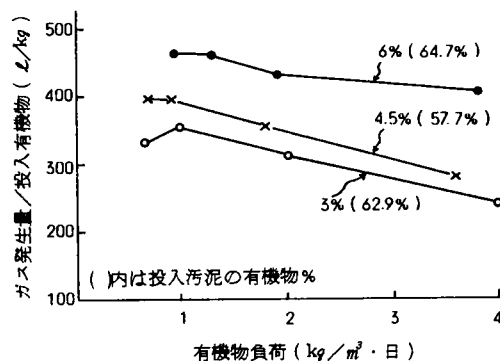


図3-2-21 ガス発生量/投入有機物と有機物負荷の関係

図3-2-22に各濃度の有機物減少率と有機物負荷の関係を示したが、有機物減少率は汚泥濃度よりも、むしろ汚泥の有機物含有率に大きな影響を受けており、有機物減少率を上げるためにはできるだけ有機物含有率の高い汚泥を投入することが必要になる。従って、投入汚泥濃度を高めることによって有機物減少率の向上を図ることはあまり期待できない。

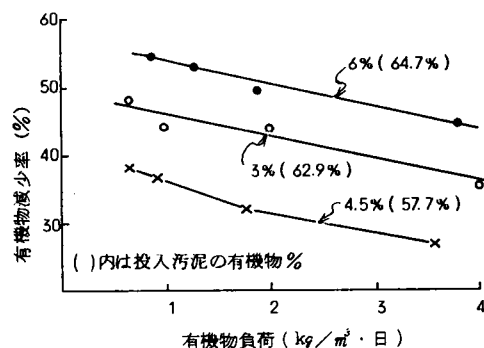


図3-2-22 有機物減少率と有機物負荷の関係

また、本実験全体を通してみた場合、汚泥濃度 6 % (有機物負荷 1.9 kg/m^3 日以下) の条件下では消化阻害の徴候は全く認められず、通常の消化条件で十分消化が行われるものと判断される。一方、投入量および投入有機物当りのガス発生量の関係、ならびに有機物減少率と有機物負荷の関係をみれば、有機物負荷の増加につれて各数値は低下傾向を示すので、消化効率の向上やその後の汚泥処理等を考えれば、できるだけ有機物負荷を小さくする方が有利になる。しかし、各濃度の投入量および投入有機物当りのガス発生量は、有機物負荷 1.0 kg/m^3 日前後を境にして低下する傾向が認められるので、ガス発生量からみた有機物負荷は概ね 1.0 kg/m^3 日程度ではないかと推定される。

以上の結果、汚泥濃度を6%程度まで上げて、通常の消化条件の範囲で十分消化が行われ、投入量および投入有機物当りのガス発生量の大幅な増大が期待できる。しかし、有機物減少率の向上は、汚泥濃度を上げてあまり期待できないことが判明した。

(2) 消化汚泥の性状

高濃度消化を実施した場合、当然消化汚泥濃度が高くなるので、その後の汚泥処理工程に及ぼす影響については十分検討する必要がある。一般に、汚泥を消化することによって濃度は低下し、二次槽及び洗浄槽で再び濃縮されて脱水工程へ送られるが、高濃度消化汚泥についても同様の傾向が認められるのかどうか、および汚泥の脱水性に及ぼす影響について調査した。

高濃度消化実験で得られた各工程の汚泥性状を表3-2-5に示し、その結果から各汚泥の工程別濃度変化を図3-2-23に平均値で示す。各濃度の汚泥は消化することによって、固形物濃度および有機物含有率共減少し、その傾向は消化日数が長くなる程大きくなっている。また、洗浄汚泥については消化日数の長さと到達濃度との間に一定の傾向は認められないが、24時間後の浮上率は大幅に減少し、沈降速度も大きくなる傾向にあるので、消化日数を長くすれば洗浄槽における汚泥浮上等に伴うトラブルは減少するものと考えられる。

表3-2-5 高濃度消化における各工程の汚泥性状

投入 汚泥(%)	消化 日数	試料 項目		濃 縮 汚 泥		消 化 汚 泥		洗 浄 汚 泥 注1		
		TS (%)	VTS (%)	TS (%)	VTS (%)	TS (%)	VTS (%)	24 hr 後 圧密濃度 (%)	注2 24 hr 後 浮上率 (%)	沈降速度 (cm/hr)
3.0	5 (日)	3.18	63.1	2.48	52.3	3.11	65.4	2.0		
	10	"	"	2.22	50.5	2.48	46.2	2.6		
	20	3.15	62.6	2.28	48.5	3.31	25.5	3.0		
	30	"	"	2.14	48.0	3.47	9.8	3.7		
4.5	7.5	4.72	57.2	4.06	48.6	3.23	40.0	0.77		
	15	4.66	58.2	3.88	47.3	3.13	8.3	0.60		
	30	"	"	3.73	46.3	3.29	0	0.77		
	40	"	"	3.67	45.6	3.61	0	1.10		
6.0	10	5.90	64.7	4.21	49.8	4.24	25.0	0.47		
	20	"	"	3.98	48.6	3.73	9.1	0.49		
	30	"	"	3.74	47.8	3.28	10.0	0.66		
	40	"	"	3.59	47.6	3.09	0	0.61		

注1：消化汚泥を水で2倍希釈した後、500mlのメスシリンダーにとって測定した。数値は試料数8個～20個の平均値。

注2：24hr後の浮上率は、全測定回数の中で浮上した回数（浮上の大小にかかわらず）の占める割合を示す。

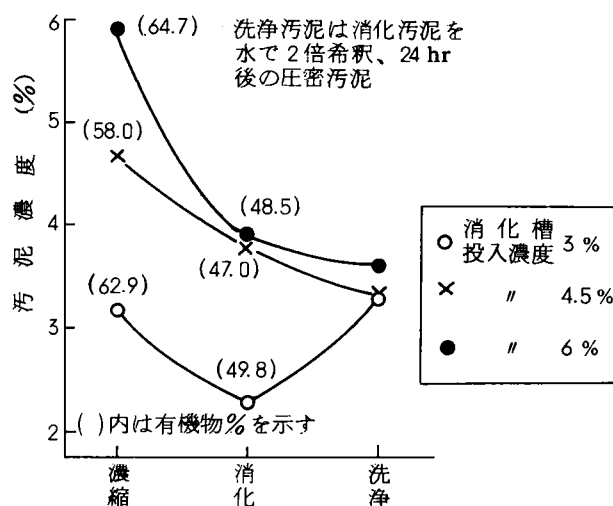


図 3-2-23 消化汚泥の濃縮性

各汚泥の工程別濃度変化は、3%汚泥は消化によって2%近くまで濃度が低下するものの、洗浄工程で再び3%以上に濃縮されて安定する傾向を示し、一方、4.5%および6%汚泥は消化によって3.5~4%程度まで低下するが、洗浄工程での濃縮傾向は認められず、逆に濃度低下が生じて3.2~3.5%の範囲でほぼ安定している。このことから、消化汚泥は初期濃度にあまり関係なく概ね、3~3.5%程度に濃縮されて安定すると考えられるので、高濃度消化汚泥は二次消化槽での固液分離や洗浄工程における濃縮はほとんど期待できない。従って、汚泥濃度の面からみると、一段消化方式で消化を行った後、洗浄せずに直接脱水する方法が有利になるのではないかと考えられる。

次に、高濃度消化汚泥の脱水性について、リーフテスト、遠心汙過試験、ならびにCST試験により従来の消化汚泥と比較検討した。

無機凝集剤および高分子凝集剤を用いて検討した汚泥濃度と脱水性の関係を図3-2-24および図3-2-25に示す。無機凝集剤を添加した場合の脱水性は、汚泥濃度の上昇によって汙過速度は大幅に増大する傾向にあるが、ケーキ含水率や凝集剤添加率に対する影響はあまり認められない。従って、高濃度消化汚泥は従来の消化汚泥に比べて脱水機の処理能力が大幅にアップできるので、運転時間の短縮等の改善が可能になるが、ケーキ含水率の低下や凝集剤添加率の削減までは期待できない。また、無機凝集剤の場合、消化汚泥と洗浄汚泥の差によって、同一濃度でも汙過速度やケーキ含水率に顕著な差が現れているが、消化汚泥は洗浄汚泥に比べてアルカリ度が高く、添加した凝集剤の一部がアルカリ度によって消費されるので、無機凝集剤を用いて脱水する場合は汚泥洗浄が不可欠の要素になる。

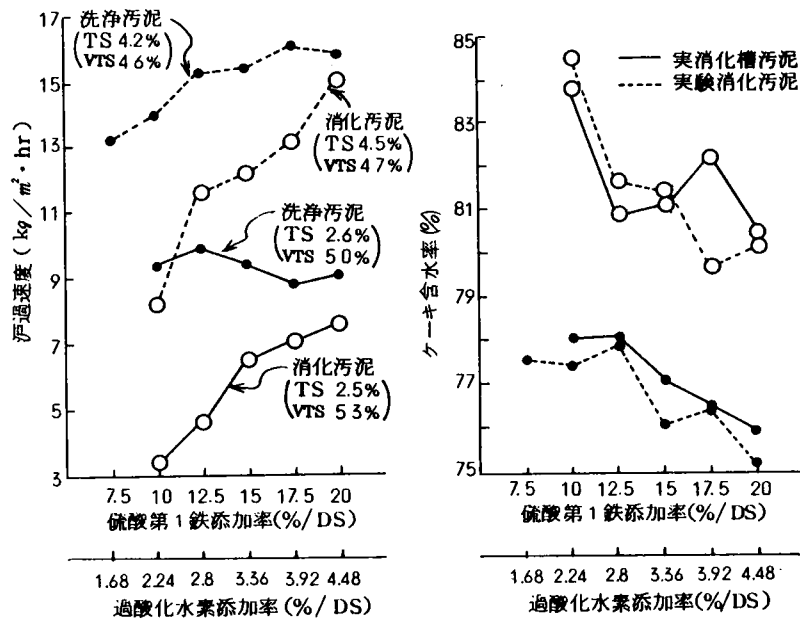


図3-2-24 汚泥濃度と脱水性の関係($\text{FeSO}_4 + \text{H}_2\text{O}_2$ 脱水)

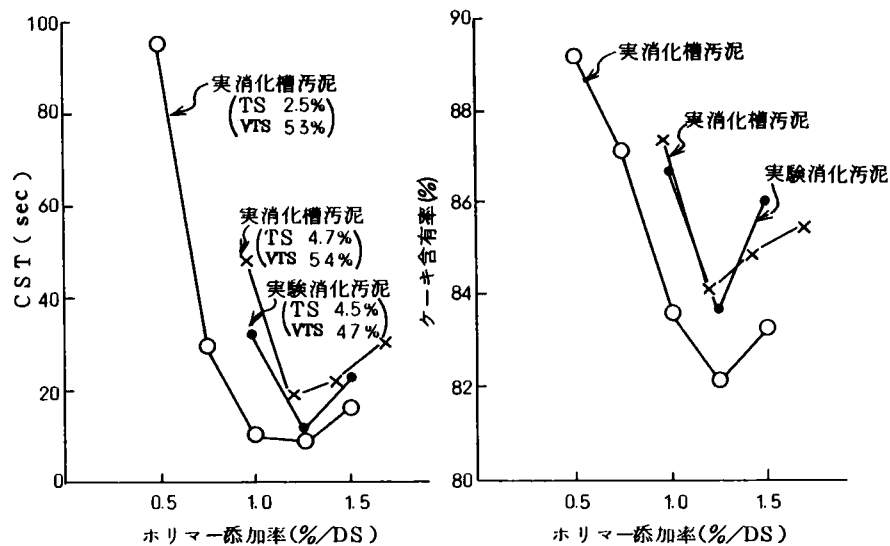


図3-2-25 汚泥濃度と脱水性の関係(ポリマー脱水)

一方、高分子凝集剤を添加して脱水する場合、何れの汚泥についてもポリマー 1.25 % / DS 汚泥添加で、CST 値およびケーキ含水率とも極小値を示し、汚泥濃度が変化してもそれらの値にほとんど差が認められなかった。従って、高濃度消化汚泥の脱水性やポリマー添加率は従来の消化汚泥とほぼ同程度ではないかと推定される。また、ここには示していないが、洗浄汚泥は消化汚泥に比べて脱水性はやや向上する傾向が認められたものの、無機凝集剤を用いた場合の脱水性の向上に比べるとその差は僅かであったことから、洗浄せずに直接消化汚泥を脱水しても大幅な脱水性の低下はないものと考えられる。

第4節 要約

嫌気性消化槽の消化効率に及ぼす影響因子について、回分式および連続式消化実験装置を用いて検討を行ったが、それらの結果を要約すれば以下のとおりである。

1 回分式実験

- (1) ガス発生量および有機物減少率は、投入汚泥の有機物含有率と消化日数に大きく依存していることが判明した。
- (2) 消化に伴う固形物減少量をガス発生量から推定すれば、概ね発生ガス 1 m^3 当り有機物 1 kg 程度と判断される。
- (3) 処理場間において、投入有機物当りのガス発生量は $200\sim400\text{ ml/g}$ の範囲で変動し、また、有機物減少率も約 20% 近い差が認められたが、この原因は、汚泥性状の差、即ち汚泥中の有機物の割合とその成分に起因するものと推測される。
- (4) 汚泥中には、粗たん白が $40\sim50\%$ と最も多く、また、炭水化物および粗脂肪は約 10% 前後含まれており、有機物含有率が高く、かつ炭水化物の多い汚泥は、ガス発生量および有機物減少率が高くなる傾向を示した。
- (5) 一般に、余剰汚泥は、初沈汚泥に比べて有機物含有率は高いが、投入量および分解有機物当りのガス発生量や有機物減少率は低く、今後消化効率をさらに向上させるためには余剰汚泥の対策が不可欠な要素となる。

2 連続式実験

- (1) 消化日数が長くなるに従って汚泥中の有機物含有率は減少し、ガス発生量および有機物減少率は大きくなる傾向にあるが、投入量および投入有機物当りのガス発生量からみた消化日数は、 20 日程度と判断される。しかし、消化汚泥の沈降性および濃縮性は、消化日数が長くなるほど向上し、また、脱水性は、消化日数にあまり影響されないことが判明した。
- (2) 消化温度を従来の $30\sim35^\circ\text{C}$ から $40\sim50^\circ\text{C}$ まで上昇させることにより、ガス発生量や有機物減少率がある程度増加するので、過負荷な条件で運転されている消化槽では、消化温度を上げることによって消化効率の改善が期待できるが、消化汚泥の沈降性や濃縮性はあまり向上しなかった。
- (3) 攪拌の影響はほとんど認められず、投入汚泥が種汚泥と十分混合できれば、それ以後の攪拌は消化反応にとって、あまり重要でないものと考えられる。

3 高濃度消化実験

- (1) 汚泥濃度を 6% 程度（有機物負荷 1.9 kg/m^3 日以下）まで上げて、通常の消化条件

の範囲で十分消化が行われ、また、投入量および投入有機物当りのガス発生量の大幅な増加が期待できる。しかし、有機物減少率の向上は、汚泥濃度を上げてあまり期待できない。

(2) 消化汚泥は初期濃度にあまり関係なく、概ね3.0～3.5%程度に濃縮されて安定するので、高濃度消化汚泥は2次槽での固液分離や洗浄工程における濃縮はほとんど期待できない。従って、汚泥濃度の面からみると、1段消化方式で消化を行なった後、直接脱水する方式が有利になる。

(3) 汚泥濃度の上昇によって、汙過速度は大幅に増加する傾向にあるが、ケーキ含水率の改善や凝集剤添加率に対する影響はほとんど認められなかった。

参考文献

- 1) 京都大学農学部農芸化学教室 「農芸化学実験書(第二巻)」 産業図書KK
- 2) 日本規格協会 「工場排水試験方法(JIS K 0102¹⁹⁷¹)」 19, 不揮発性炭化水素
- 3) 岩井 重久 等 「下・廃水汚泥の処理」 コロナ社, 1968
- 4) H.Roediger 「Die Anaerobe Alkalische Schlammfaulung」 Oldenbourg Verlag, München, p.73, 1956
- 5) 安藤 茂 等 「下水道関係調査研究年次報告集(昭和52年度)」 pp.163~172
建設省土木研究所
- 6) 平岡 正勝 等 「嫌気性消化プロセスにおける消化ガス発生量増大対策と消化ガス発電システム(1)」 環境技術, Vol. 14, No. 3, pp.37~42, 1985
- 7) R.T.Haug, L.D.Tortorici et al. 「Thermal Pretreatment of Sludges — A Field Demonstration」 JWPCF, Vol. 55, No. 1, pp.23~34, 1983
- 8) 平岡 正勝 等 「下水汚泥の嫌気性消化システムに関する研究(1)」 環境技術 Vol. 10, No. 9, pp.691~701, 1981
- 9) 山内 徹 「下水余剰汚泥 嫌気性消化の前処理の研究」 第18回衛生工学研究討論会講演集, pp.184~191, 1982
- 10) 佐藤 和明 等 「熱処理汚泥の嫌気性消化に関する検討」 第18回衛生工学研究討論会講演集 pp.176~184, 1982
- 11) 建設省都市局下水道部監修 「下水道施設設計指針と解説(1984年版)」 日本下水道協会
- 12) 海淵養之助 等 「下水道終末処理施設(汚泥篇)」 地人書館
- 13) 野中 八郎 「下水処理プロセスとプラントの設計」 日本下水道協会
- 14) 土木学会 「下水汚泥の処理処分にに関する研究報告書(昭和43年度)」
- 15) E.C.Price et al. 「Airless Digestion Aired」 Water and Sewage Works, Vol.127, No. 4, pp.66~68, 1980
- 16) J.Maly et al. 「Influence of Temperature on Anaerobic Digestion」 JWPCF, Vol. 43, No. 4, pp.641~650, 1971
- 17) D.R.Rowe 「Anareobic Sludge Digestion Mesophilic — Thermophilic」 Water and Sewage Works, Vol. 118, No. 3, pp.74~76, 1971
- 18) A.M.Buswell 「Fundamentals of Anaerobic Treatment of Organic Matter」 Sewage and Industrial Wastes, Vol. 29, No. 6, p.717, 1957
- 19) 佐藤 和明 「嫌気性消化における攪拌の影響」 土木学会 第31回年次学術講演会講演集, 1976
- 20) P.C.G.Isaac 「Waste Treatment」 pp.367~382, Pergamon Press, 1960

- 21) 遠藤 郁夫 「し尿消化における攪拌の影響」 水道協会誌、Vol. 71, No. 342, pp.71
～78, 1963
- 22) W.N.Torpey 「High-Rate Digestion of Concentrated Primary and Activated
Sludge」 Sewage and Industrial Wastes, Vol. 26, No. 4, pp.479～496, 1954
- 23) H.R.Zablatzky et al. 「High Rate Digester Loadings」 JWPCF, Vol. 43, No. 2,
pp.268～277, 1971
- 24) W.F.Garber et al. 「Thermophilic Digestion at the Hyperion Treatment
Plant」 JWPCF, Vol. 47, No. 5, pp.950～961, 1975
- 25) J.F.Andrews 「Control Strategies for the Anaerobic Digestion Process Part I,
II」 Water and Sewage Works, Vol. 122, No. 3, pp.62～65, No. 4, pp.74～77,
1975
- 26) S.P.Graef et al. 「Stability and Control of Anaerobic Digestion」 JWPCF,
Vol. 46, No. 4, pp.666～683, 1974
- 27) フランツ ベッペル 「下水汚泥の処理と処分工学」 日本道路技術研究会, 1966

第3章 嫌気性消化の効率化に関する実証実験

室内実験と並行して行った高濃度消化に関する実験は、大阪市津守下水処理場の実施設を用いた。実証実験の目的は高濃度消化に関する設計方針を明確にすることであり、主要な課題は以下のとおりである。

- (1) 適正な消化日数、有機物負荷
- (2) 適正な攪拌方法、必要攪拌強度
- (3) 2次槽の必要性
- (4) 洗浄槽の必要性

消化日数、有機物負荷が適正であるかどうかの評価因子は、通常注目されているガス発生率、有機物減少率、消化槽内水質指標（pH、ORP、有機酸濃度等）等に加えて、消化汚泥の沈降濃縮性、脱水性も重視しなければならない。これは、実施設では消化槽本体の効率がいかに良好であっても、後続プロセスへ悪影響を与えれば、汚泥処理システム全体で考えた場合、必ずしも良好な結果が得られるとは限らないからである。

攪拌方法、攪拌強度については、情報が乏しく、評価因子さえ明確になっていない。過去において、実施設内の攪拌流速を評価因子の一つにしようと考え、大阪市内の数カ所の処理場の消化槽内攪拌流速を測定した¹⁾。高性能の電磁流速計を用いたが、計測可能な数cm/secの流速が槽内の水面下4～5m区域にしかなく、評価因子の一つとして攪拌流速を用いることは困難であった。その理由は実施設では測定可能な位置が試料採取口直下に限られ、流速が速いと考えられる槽中央や側壁近くの測定が不可能であったためと推定される。

そこで、トレーサーテストを攪拌の評価因子とすることを考え、実施設で調査したところ、評価因子の一つとして使える見通しを得た。

2次槽の必要性は消化汚泥の沈降濃縮性を主な評価因子として検討した。

洗浄槽の必要性は、消化汚泥の希釈後の沈降濃縮性および消化汚泥の洗浄の有無による脱水性等を評価因子として判断した。

以上の課題を検討した実証実験を実験方法別に大別すれば次のようになる。

- (1) 高濃度消化実験
- (2) トレーサー実験
- (3) 消化汚泥の沈降濃縮実験
- (4) 消化汚泥の脱水実験

これらのうち、実施設を用いた実験は、(1)、(2)であり、(3)、(4)は消化実験の汚泥を対象として、カラム実験、小型実験機等を用いて行った。

以下に実験方法別にその結果を述べ、各課題の検討を行った。

本実験の最終目的は前述のように設計方針の確立であり、最も重視すべきものは実規模の実証データであるため実施設を用いた。

1 実験方法

図 3-3-1 に実験施設のフローシートを示す。汚泥は既存の重力濃縮槽の抜取汚泥である。

試料のサンプリングは図に示す位置で行い、配管途中のサンプリングは予備調査結果から代表値が得られることが確認できたポンプ運転時間帯のほぼ中間で行った。

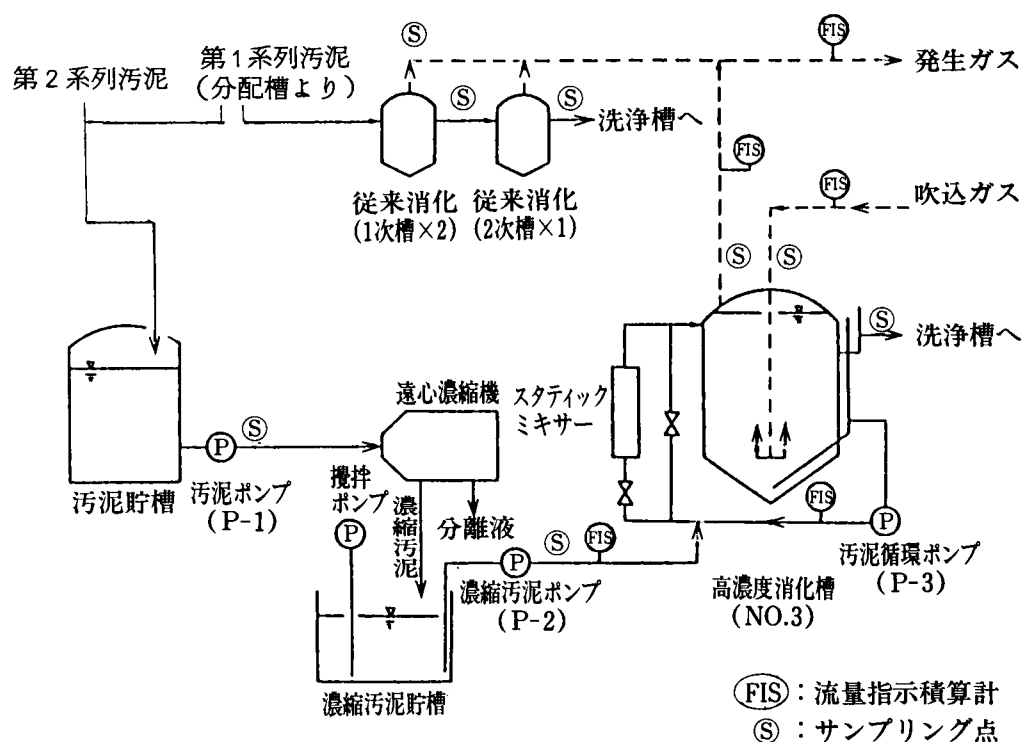


図 3-3-1 高濃度消化実験フローシート

2 実験結果および考察

実施設を用いた実験は、処理場本来の運転方法と実験条件を調整しながら行わなければならない、特に流入側条件を制御できないため、実験条件は目標値と必ずしも一致しなかったが、所期の目的を達することができたと考えている。

運転結果を表 3-3-1 に示す。従来消化はコントロールでありほぼ一定の条件下で運転することを目標としたので、消化日数はほぼ一定にすることができた。一方、有機物負荷は投入汚泥の有機物含有率が季節的に変動したため、それにつれて $2\text{ kg}/\text{m}^3\text{日}$ から $1\text{ kg}/\text{m}^3\text{日}$ へと変動した。高濃度消化では遠心濃縮機的能力や処理場運転の関係から目標消化日数まで達しない場合もあるが、消化日数で 13 日程度、有機物負荷で $2.5\text{ kg}/\text{m}^3\text{日}$ 程度まで高めることができた。

(1) 汚泥濃度および有機物含有率の変動

従来消化の投入汚泥濃度は夏期に 2 % 程度と低く、冬期に 3 % 程度とやや高い傾向を示した。これは重力濃縮汚泥の一般的な季節変化による濃縮特性を反映している。一方、高濃度消化において投入汚泥濃度の経日変動は大きい、平均すれば 5.3 % で実験期間中ほぼ一定であった。

投入汚泥の有機物含有率は 68 ~ 75 % 前後で変動しているが、全体的にみれば冬期に高く、夏期に低い傾向にあり、消化汚泥の有機物含有率は 59 ~ 66 % 程度で投入汚泥の値にほぼ連動していた。投入汚泥における従来消化と高濃度消化の有機物含有率の数 % の差は、津守処理場の第 1・第 2 系列への場内返送水量の多少に起因するものと考えられる。

(2) 槽内水質指標 (pH, ORP, 有機酸, アルカリ度)

表 3-3-1 からわかるように、槽内の pH は投入汚泥の pH が低いにもかかわらず 7.0 ~ 7.4 程度の正常値で安定していた。

ORP も -300 mV から -400 mV の範囲で実験期間を通じて通常いわれている -200 mV 以下の範囲にあり、正常なものと考えられる。

有機酸は、 $2,000\text{ mg}/\ell$ 以上蓄積されるとガス発生が阻害されるといわれているが、本実験では $220\text{ mg}/\ell$ 以下であり、この指標から判断すれば消化反応が良好に進行していたと考えられる。

アルカリ度は高濃度消化が高く、従来消化が低い値を示したが、絶対値は $1,600 \sim 4,500\text{ mg}/\ell$ の範囲にあった。槽内のアルカリ度の主なものは消化反応によって生成する重炭酸アンモニウムと考えられ、その濃度が投入汚泥濃度によって影響を受けるため両方式に差が生じたものと考えられる。

以上のように槽内各水質指標 いずれも、実験期間を通じて高濃度消化、従来消化の両者

表 3-3-1 高濃度消化法の実験条件と結果

項 目	実 験		1		2		3		4		5		6		7	
	実 験 期 間		57年 3/1~3/29		3/31~4/24		7/1~7/17		7/18~7/31		8/2~8/22		8/23~9/1		9/20~9/29	
	消 化 方 法		高濃度 消 化	従 来 消 化	高濃度 消 化	従 来 消 化	高濃度 消 化	従 来 消 化	高濃度 消 化	従 来 消 化	高濃度 消 化	従 来 消 化	高濃度 消 化	従 来 消 化	高濃度 消 化	従 来 消 化
投入汚泥量 ($m^3/日$)			141	465	154	485	177	470	177	474	227	441	183	452	155	416
ポンプ攪拌量 ($m^3/日$)			1,100	0	0	0	1,535	0	0	0	1,660	0	0	0	2,100	0
ポンプ循環回数 (回/日)			0.37	0	0	0	0.51	0	0	0	0.55	0	0	0	0.70	0
攪拌ガス吹込量 ($Nm^3/m^3 \cdot hr$)			0.125	0.125	0.056	0.125	0.056	0.125	0.056	0.125	0.056	0.125	0.056	0.125	0.0124	0.125
有機物負荷 ($kg/m^3 \cdot 日$)			1.86	1.94	1.69	1.82	2.25	1.20	2.23	1.18	2.52	1.07	2.29	1.00	2.05	0.99
消化日数 (日)			21.2	12.9	22.4	12.4	16.9	12.8	16.9	12.7	13.2	13.6	16.4	13.3	19.4	14.4
目標消化日数 (日)			20	—	20	—	15	—	15	—	10	—	10	—	20	—
有機物減少率 (%)			57.1	36.6	39.9	39.1	33.4	32.5	29.0	29.1	30.4	27.1	41.1	36.4	33.8	33.7
投入汚泥	TS (mg/l)		53,400	33,900	52,400	30,500	53,300	20,700	53,800	20,800	51,700	20,900	54,600	18,100	55,300	18,200
	VTS (%)		74.2	74.3	72.3	73.7	71.7	73.9	70.3	72.1	67.6	69.3	70.6	73.6	70.6	74.7
消化汚泥	TS (mg/l)		31,400	22,000	34,800	21,300	39,900	15,600	41,600	15,200	40,400	14,300	39,900	13,100	37,600	12,800
	VTS (%)		64.4	64.7	61.0	63.0	62.6	65.6	62.7	64.7	59.1	62.3	58.6	63.9	61.4	66.1
ガス発生率	①投入汚泥量当りガス発生率 ($m^3-ガス/m^3-汚泥$)		17.8	11.0	17.8	9.5	12.8	5.0	11.7	5.1	9.4	4.7	12.4	4.1	15.0	4.9
	②投入VTS量当りガス発生率 ($m^3-ガス/kg-VTS$)		0.45	0.44	0.47	0.43	0.34	0.32	0.31	0.34	0.27	0.33	0.32	0.31	0.38	0.36
	③分解VTS当りガス発生率 ($m^3-ガス/kg-分解VTS$)		1.21	1.19	1.14	1.14	1.02	1.02	0.99	0.99	0.85	0.85	0.82	0.82	0.94	0.94
pH	投入		6.02	5.84	5.86	5.52	6.13	5.76	5.87	5.97	5.83	5.76	5.81	5.86	5.80	5.91
	消化		7.30	7.30	7.41	7.28	7.30	7.15	7.13	6.94	7.16	7.04	7.23	6.93	7.22	7.21
ORP (mV)	投入		-174	-198	-187	-176	-309	-303	-254	-248	-249	-256	-256	-253	-276	-257
	消化		-309	-304	-313	-307	-339	-307	-343	-302	-348	-307	-348	-301	-330	-298
アルカリ度 (mg/l)	消化		4,430	3,390	4,510	3,210	3,010	2,210	3,390	1,640	3,200	1,540	3,200	1,540	3,235	1,580
有機酸 (mg/l)	消化		92	116	107	108	24.5	39.5	43.6 (231)	59.2 (129.2)	84.9 (231)	32.0 (129.2)	54.9 (231)	46.6 (129.2)	108 (296)	48.1
ガスメタン (%)			62.8	62.6	62.2	61.2	63.6	64.8	63.8	64.7	62.4	62.8	62.5	65.8	63.3	62.7
炭酸ガス (%)			35.0	35.0	34.4	35.0	31.2	30.9	30.3	30.0	32.5	31.4	32.8	31.5	30.3	29.2
組硫化水素 (ppm)			125	155	140	200	130	150	80	100	80	110	80	80	50	160
成その他 (%)			2.2	2.1	3.4	3.8	5.2	4.3	5.9	5.3	5.1	5.8	4.7	2.7	6.4	8.1
低位発熱量 ($kcal/kg \cdot VTS$)	投入		5,260	5,450	5,420	5,300	5,630	5,400	5,350	5,150	—	—	—	—	—	—
	消化		5,630	5,630	5,980	5,430	5,590	5,560	5,370	5,070	—	—	—	—	—	—

とも、正常な状態にあったといえよう。

(3) 有機物減少率

有機物減少率は表 3-3-1 から、高濃度消化と従来消化で大差ないか、または、高濃度消化がやや良好な結果を示していることがわかる。一般に投入汚泥有機物含有率が高いほど有機物減少率が大きくなる傾向にあるが、本実験では高濃度消化の投入汚泥有機物含有率が従来消化に比べ常にやや低い状態にあったことを考えると、高濃度消化を行うことにより有機物減少率が従来消化に比べ劣ることはないと推定される。

ポンプ循環を行った実験 1、3、5、7 における高濃度消化と従来消化の有機物減少率の差が、ポンプ循環を行わない実験 2、4、6 における差と大差ないことから、有機物負荷 $2.5 \text{ kg}/\text{m}^3$ 日程度以下の高濃度消化においてポンプ循環の有無は有機物減少率に顕著な影響を与えないと考える。

また、有機物負荷で $2.5 \text{ kg}/\text{m}^3$ 日以下、消化日数 13 日程度以上の高濃度消化は、従来消化と同程度の有機物減少率を期待することができる。

(4) ガス発生状況

ガス攪拌を行う消化槽では発生ガス量に比べ攪拌に用いるガス量が多いこと、および正確な湿潤ガス量測定装置がないため、実施設の各槽毎の正確な発生ガスの把握は困難な状況にある。本実験では、差圧式ガス流量計に N_2 ガスパージ装置を付加して正確を期したが十分なものではなく、一部データは、分解有機物当りのガス発生量が同時期の高濃度消化と従来消化で同一となるように補正して表に示した。

エネルギー効率を検討する場合に最も重要な指標となる投入汚泥量当りガス発生量は、高濃度消化では 9～18 倍となり同時期の従来消化の 4～11 倍に比べて 2 倍程度であった。また、投入有機物当りのガス発生量では、同時期の高濃度消化と従来消化で大差ない結果であり、平均して $0.35 \text{ m}^3/\text{kg}$ 程度の値となっている。

発生ガス組成についても表 3-3-1 に示すように、高濃度消化、従来消化とも、メタン 60～65%、炭酸ガス 30～35% の範囲にあり一般的な値であり、両消化方式間の顕著な差はない。

ガス発生量からみた高濃度消化の利点は、投入汚泥量当りのガス発生量が大きくなることにある。しかし、発生ガス量の総量は大差ないものとなる。

第2節 トレーサー実験

第1節で述べたように高濃度消化実証実験からガス攪拌にポンプ攪拌を加え、攪拌を十分与えても、有機物減少率やガス発生量に影響を与えず、攪拌状況を判定するのにこれらの指標が使えないことが示唆され、消化槽における必要攪拌強度は明確になっていないと考えられた。

一方、室内実験の結果から、通常の下水汚泥を基質とした場合、攪拌強度は嫌気性菌群の反応速度にほとんど影響を与えないことが推定でき、攪拌の意味は、基質と菌群の均一混合、ショートパスやデッドゾーン発生の防止、発生ガスの分離、スカム破碎等にあると考ええる。

そこで、トレーサー実験を攪拌の評価方法の一つと考え、予備実験でトレーサー物質を選定し、実施設でトレーサー実験を行った。更にトレーサー実験を攪拌の評価因子として攪拌方法の検討も行った。

1 予備実験

トレーサーの選択にあたっては次の条件を同時に満足する必要がある。

- (1) メタン発酵を阻害しないこと
- (2) 生物吸着が起こらないこと
- (3) 分析可能であること
- (4) バックグラウンド濃度が低いこと（汚泥中濃度が低いこと）

トレーサーとしては、既にカナダ等で用いているふっ素(F)²⁾、大阪市で水処理施設のトレーサー実験の時に用いたリチウム(Li)³⁾、一般に用いられているカリウム(K)の3種類を選定し検討した。

ここでは、ふっ化ナトリウム(NaF)および塩化リチウム(LiCl)のメタン発酵に対する阻害程度をバッチ実験のガス発生量で図3-3-2および図3-3-3に示した。

図から、Liは500mg/ℓ程度まで顕著な阻害を起こさないが、Fは100mg/ℓで明らかにガス発生が抑制されトレーサーとして好ましくないことが判る。

生物吸着は、LiClとKClをそれぞれ添加した汚泥を10日間消化し、その前後の汚泥全体と滲液中のLiとKを測定することで検討した。結果を示した表3-3-2からLi、K両者とも嫌気性菌群にほとんど吸着されないと考えられる。

分析方法は、Li、Kともに炎光光度法で可能であるが、ともにNaの妨害がある⁴⁾。一方、汚泥中のNa、K、Liの濃度を示す表3-3-3からKの汚泥中濃度は高く、トレーサーとして不適当と判断できる。以上よりLiClをトレーサーとして用いることとした⁵⁾。

Liの分析については、妨害の恐れのあるNa、KをLi標準液に試料と同程度添加して行うこととした。

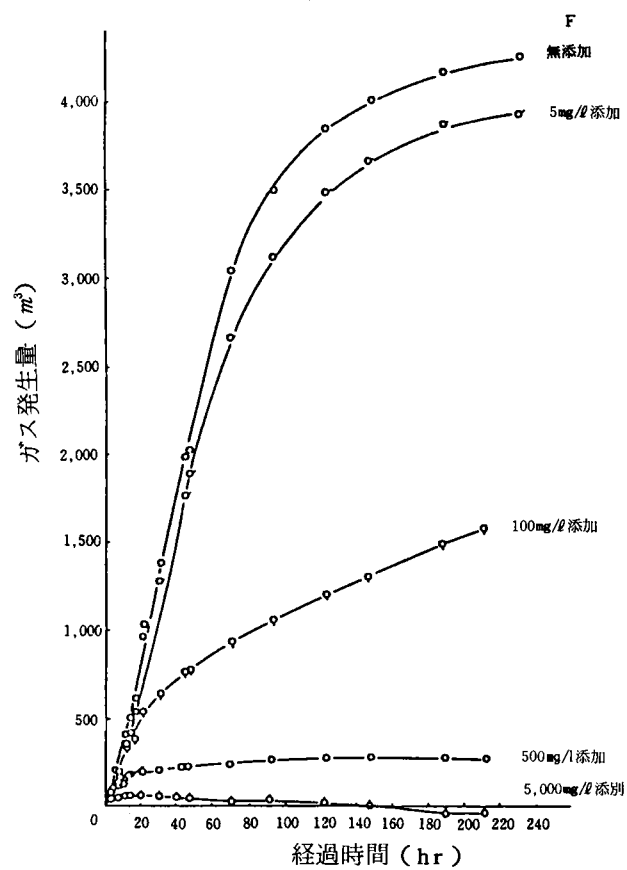


図 3-3-2 メタン発酵に及ぼす NaF 添加の影響

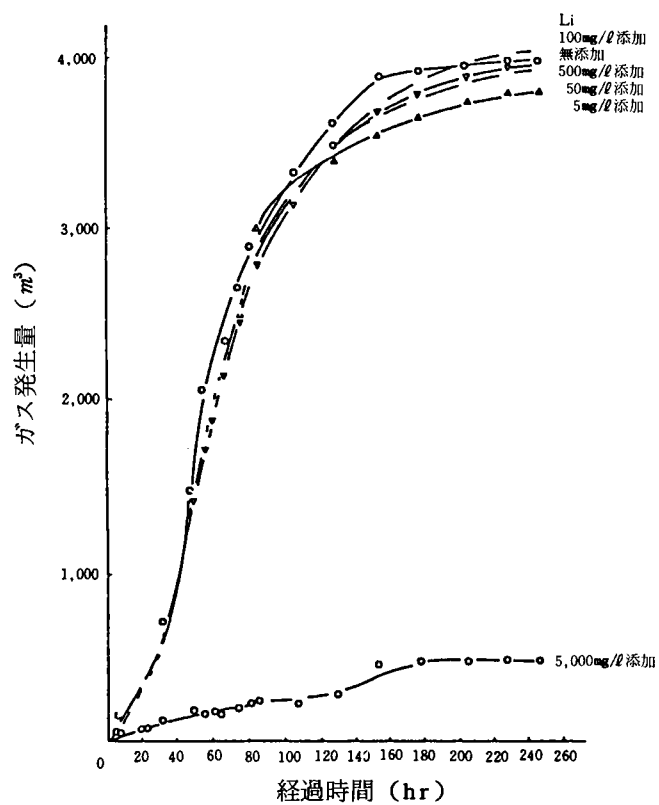


図 3-3-3 メタン発酵に及ぼす LiCl 添加の影響

表 3-3-2 小規模消化実験におけるトレーサーの生物吸着

トレーサー 種 類	小 規 模 実 験 方 法	トレーサー濃度 (mg/ℓ)		
			汚 泥	汚泥滲液
Li	種汚泥 1.2 ℓ に混合生汚泥 0.8 ℓ を加えてよく混合した。 Li 15 mg/ℓ を添加した。 この汚泥の 1.5 ℓ を用いた。	実 験 前	4.25	4.30
		実 験 後	4.50	4.35
K	種汚泥 1.2 ℓ に混合生汚泥 0.8 ℓ を加えてよく混合し、 K 100 mg/ℓ を添加した。この汚泥の 1.5 ℓ を用いた。	実 験 前	324	290
		実 験 後	300	330

表 3-3-3 消化汚泥滲液中の Na、K、Li の濃度変動

単位: mg/ℓ

汚泥採取日	Na	K	Li
56年 12/6	92	170	≤ 0.001
12/14	93	190	≤ 0.001
12/20	100	220	≤ 0.001
12/24	93	200	≤ 0.001

以上よりトレーサーとして LiCl を用いることとした⁵⁾。

2 解析モデル

装置内の不完全混合流れの状態を表わすために、各種の混合モデルが提出されている。その代表的なものとして、拡散モデル、完全混合槽列モデルおよび組み合わせモデルがあげられる。拡散モデルは、流体が一様な定流速で流れ、流れ方向に濃度勾配に比例した物質移動が起こると仮定したモデルである。また、完全混合槽列モデルは、装置の混合特性を等容積の完全混合槽の直列結合で近似しようとするものである。

装置内の流れが押し出し流れから大きく偏位する時は、上記の拡散モデルまたは完全混合槽列モデルでは不十分となる。そこで、本実験においては組み合わせモデルで解析するのが望ましいと考えた。なお、Monteith²⁾ らも、オンタリオ州のある処理場の消化槽で NaF を用いたトレーサー実験を行い、組み合わせモデルを用いて解析を行っている。

組み合わせモデルは、装置の容積を押し出し流れ部、完全混合流れ部、デッドゾーンの各部分に分け、また、流量をショートパス流量、循環流量等に分け、実装置応答曲線に適合するよう、これらを適当に組み合わせる手法である。

Choletteらは物質収支から組み合わせモデルの理論式を完成し⁶⁾、Levenspielはこれをより一般的な取り扱いの容易な式へと変形した⁷⁾。

3 実験方法

トレーサー実験は、第1節の高濃度消化実験施設で行い、攪拌の評価因子の一つとして使える見通しを得た後、近年、大阪市が建設してきている5,000 m^3 槽を対象とし、ガス攪拌の方式が異なる住之江、放出両処理場において、ポンプ攪拌を併用することによる省エネルギー化の検討もあわせて行った。

実験対象消化槽のフローは、3,000 m^3 槽の津守処理場を図3-3-1に、5,000 m^3 槽の住之江および放出処理場を図3-3-4にそれぞれ示す。

トレーサーの投入は、津守処理場では投入汚泥管へ注入できたが、住之江、放出両処理場では装置上投入汚泥管への注入が困難であったので、図に示すように住之江処理場では槽中心に最も近い試料採取口から、放出処理場では槽中心上部のガスサンプリングノズルからそれぞれ注入した。

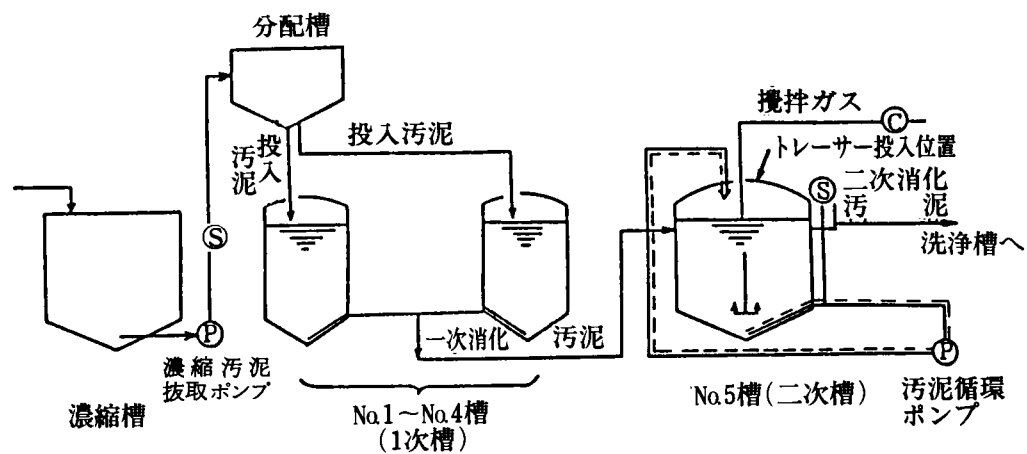
トレーサー注入量は、消化槽内で1 mg/l となるように3,000 m^3 槽で重量比40%のLiCl溶液40 l を、5,000 m^3 槽で同じ溶液60 l を用いた。この溶液は比重が1.25と重いため、槽底に沈降しないように、津守では投入汚泥により投入管内で希釈混合させて投入し、住之江、放出両処理場では約300 l 程度の工業用水で希釈しつつ約30分間で投入した。

トレーサー濃度の測定は採取汚泥を遠心力沈降させた後、上澄水をNo.5 B 濾紙で濾過し、その濾液について蛍光光度法で測定した。

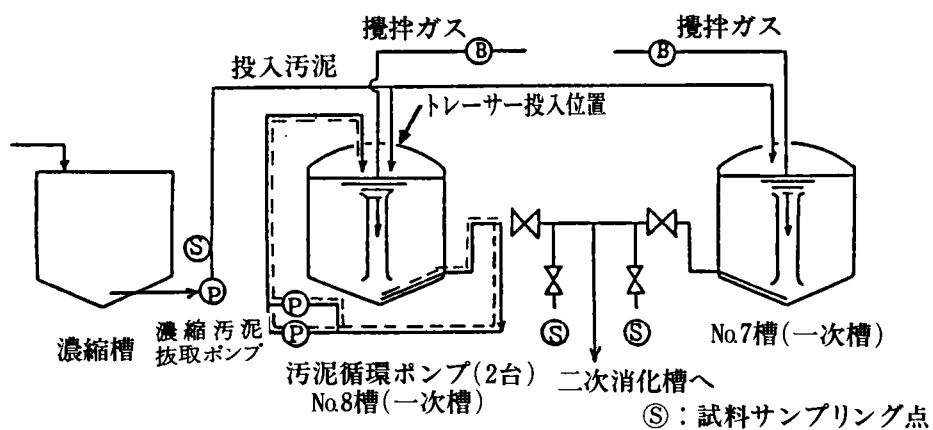
津守処理場のトレーサー実験は通常運転中の従来消化槽と、ポンプ攪拌を付加した高濃度消化槽とで行い、攪拌程度の強弱がトレーサー実験結果から判断可能かどうか検証した。

住之江、放出両処理場は表3-3-4の実験条件に示すように、ガス攪拌とポンプ攪拌の組み合わせおよびポンプ攪拌単独の運転を行い、トレーサー実験結果を評価因子として攪拌方法の省エネルギーの検討を行った。

住之江処理場



放出処理場



- ⑤：試料サンプリング点
 ㉔：ガスコンプレッサー
 ----：汚泥循環ライン
 ㊦：ガスプロア

図 3 - 3 - 4 攪拌実験フローシート

表 3-3-4 実験条件

項 目	場所と攪拌方式 実 験	住之江 (ガスディフューザー式)			放出 (ドラフトチューブ式)			
		1	2	3	1	2	3	4
平均投入汚泥量 $(m^3/日)$		850	904	702	287	373	388	337
平均滞留日数 $(日)$		6.5	6.1	7.9	19.3	14.9	14.3	16.5
攪拌ガス吹込量 (Nm^3/min)		3.8	0	0	17.7	9.4	9.3	5
槽 $1 m^3 \cdot 1$ 時間当り吹込ガス量 $(Nm^3/m^3 \cdot hr)$		0.041	0	0	0.19	0.10	0.10	0.05
汚泥循環量 (m^3/min)		1.0	1.76	0.97	3.4	3.4	1.7	1.7
汚泥循環量/消化槽容量 $(回/日)$		0.26	0.46	0.25	0.65 (17.7)	0.68 (18.5)	0.35 (19.0)	0.34 (18.6)
備 考		① 消化槽容量を $5,552 m^3$ とした。 ② 通常運転時ガス吹込量 $3.8 Nm^3/min$ $(0.04 Nm^3/m^3 \cdot hr)$			① 消化槽容量を $5,552 m^3$ とした。 ② (): 循環ポンプの稼働時間 $(hr/日)$ ③ 通常運転時ガス吹込量: $18 Nm^3/min$ $(0.19 Nm^3/m^3 \cdot hr)$			

4 トレーサー流出曲線の決定

解析で用いた組み合わせモデルの式を次式に、また、概念図を図 3-3-5 に示す。

$$C/C_0 = \left(\frac{v_1}{v} \right)^2 \frac{V}{V_b} e^{\left(-\frac{v_1}{v} \frac{V}{V_b} \theta \right)} \dots \dots \dots (3.5)$$

C : 流出トレーサー濃度 (mg/l)

C₀ : 初期理論濃度 (mg/l)

V : 槽容量 $(V = V_b + V_d)$ (m^3)

V_b : 完全混合域の容量 (m^3)

V_d : デッドゾーンの容量 (m^3)

v : 槽流入量 $(v = v_1 + v_2)$ $(m^3/日)$

v₁ : 有効部分を通る流量 $(m^3/日)$

v₂ : ショートパス流量 $(m^3/日)$

θ : 無次元経過時間 (経過日数/平均滞留日数)

= 累積流量/消化槽容量、θ > 0)

組み合わせモデルによる曲線を $C/C_0 = Ae^{-B\theta}$ とし、曲線が実測値に最も近似するよう最小自乗法により A、B を算出し、トレーサー流出曲線を決定した。

なお、v₂/v (ショートパス) および V_d/V (デッドゾーン) は以下の式により得られる。

$$\frac{v_2}{v} [\%] = \left(1 - \frac{A}{B} \right) \times 100 \quad \dots\dots\dots (3.6)$$

$$\frac{V_d}{V} [\%] = \left(1 - \frac{A}{B^2} \right) \times 100 \quad \dots\dots\dots (3.7)$$

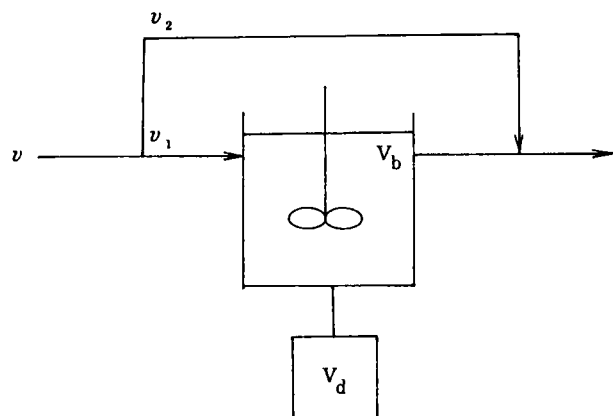


図 3-3-5 Levenspiel の組合せモデル概念図

5 実験結果

(1) 津守処理場

津守処理場の高濃度消化槽の実験結果を図 3-3-6 に、従来消化槽のトレーサー実験結果を図 3-3-7 に示す。

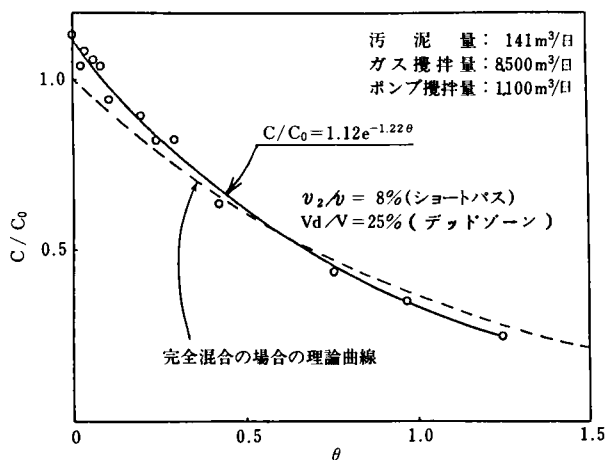


図 3-3-6 トレーサー流出曲線(津守処理場、高濃度消化実験 8)

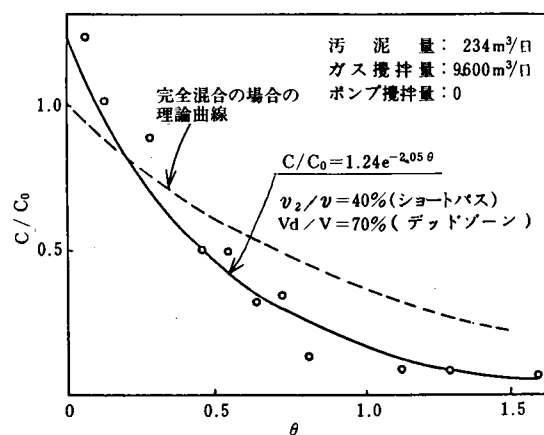


図 3-3-7 トレーサー流出曲線(津守処理場、従来消化実験 9)

また、両槽の運転条件およびモデル式による計算結果を表3-3-5に示す。消化槽容量は底部円錐部も含めた値であり、一般に有効容量と呼ばれる値とは異なる。有効容量には通常底部円錐部は含めず、この部分は汚泥堆積部分としての余裕としている。

実験9のガス攪拌のみの消化槽では、ショートパス、デッドゾーンが大きく、完全混合の場合の理論曲線から大きくずれている。一方、実験8のガス攪拌にポンプ攪拌を加えた消化槽においては、ショートパス、デッドゾーンとも大幅に改善され、完全混合の理論曲線に近付いている。従って、トレーサー実験は消化槽内の攪拌程度を相対的に評価する一つの指標として使える可能性があると考え、さらに詳細な検討を行った。

表3-3-5 トレーサー実験結果（津守処理場）

項 目		消化方法	高濃度消化法	従来消化法
		実 験	8	9
		実験期間	昭和57年 1/27~3/1	4/27~5/21
運 転 条 件	消化槽容量〔 m^3 〕		3,146	3,146
	汚泥供給量〔 m^3 /日〕		141	234
	平均滞留日数〔日〕		22.3	12.5
	ガス吹込量〔 m^3 /hr〕		354	400
	ガス吹込時間〔hr/日〕		24	24
	ポンプ攪拌量〔 m^3 /日〕		1,100	0
	ポンプ循環回数〔回/日〕		0.35	0
	初期濃度(C_0)〔 mg/l 〕		1.06	1.06
実 測 値 計 算 結 果	トレーサー流出関数 $C/C_0 = Ae^{-B\theta}$	A	1.12	1.24
		B	1.22	2.05
	v_2/v (ショートパス) (%)		8	40
	V_b/V (完全混合) (%)		75	30
	V_d/V (デッドゾーン) (%)		25	70
	R (相 関 係 数)		-0.998	-0.97

(2) 住之江処理場

図3-3-8に各種条件下における実験結果を示す。

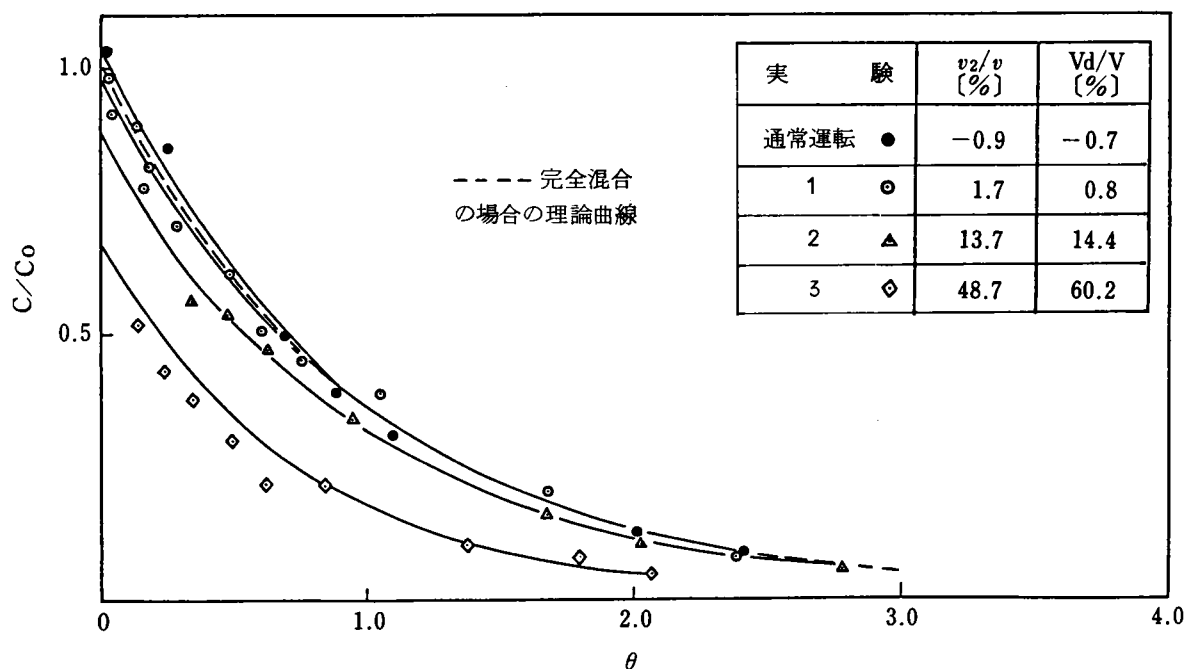


図 3-3-8 トレーサー流出曲線（住之江処理場）

また、これらのトレーサー流出曲線の関数（ C/C_0 と経過時間 θ の関係式）およびこの関数から算出されるショートパス（ v_2/v ）とデッドゾーン（ V_d/V ）の値等を表 3-3-6 に示す。

これらの図表より、通常のカス攪拌に加えてポンプ攪拌を併用した実験 1（カス吹込量 $3.8 \text{ N m}^3/\text{min}$ 、汚泥循環量 $1.0 \text{ m}^3/\text{min}$ ）では、ショートパスおよびデッドゾーンは非常に小さくほとんど完全混合の状態にあることがわかる。

攪拌方式をポンプ攪拌のみとした実験 2（汚泥循環量 $1.76 \text{ m}^3/\text{min}$ ）では、ショートパスおよびデッドゾーンはいずれも小さく、通常運転（カス吹込量 $3.8 \text{ N m}^3/\text{min}$ のみ）より悪いが、津守処理場従来消化の $3,000 \text{ m}^3$ 消化槽よりは良い結果が得られた。攪拌方式は実験 2 と同様にポンプ攪拌のみとしたが、汚泥循環量を実験 2 よりさらに低下させた実験 3（汚泥循環量 $0.97 \text{ m}^3/\text{min}$ ）では、ショートパスおよびデッドゾーンとも大きく、槽内攪拌状況はかなり悪化している。

以上の結果より、通常のカス攪拌（ $3.8 \text{ N m}^3/\text{min}$ ）に加えてポンプ攪拌（ $1.0 \text{ m}^3/\text{min}$ ）を行えば槽内の攪拌状況は非常に良好と言える。

これに対して、ポンプ攪拌のみ（実験 2、 $1.76 \text{ m}^3/\text{min}$ ）でもショートパスおよびデッドゾーンが小さい結果が得られ、このことはポンプ攪拌もカス攪拌と同様に有効な手段であり、カス攪拌と代替することが可能と考えられる。

ただし、実験 3（ポンプ攪拌のみの場合で $0.97 \text{ m}^3/\text{min}$ ）のように、汚泥循環量を大きく減少させると攪拌状況が悪化しているので、最小汚泥循環量は $5,000 \text{ m}^3$ 消化槽では実験 2（汚泥循環量 $1.76 \text{ m}^3/\text{min}$ 、循環回数約 0.5 回/日）程度に止めるのが安全であろう。

表 3-3-6 トレーサー実験結果（住之江処理場）

項 目		消化槽名	住之江 No.5 槽 (5,000 m ³)			
		実 験	1	2	3	通常運転
		実験期間	58年 12/12 ~12/27	59年 1/17 ~2/3	59年 2/20 ~3/7	58年 1/12~ 2/12
消化槽 運 転 条 件	平均汚泥投入量 [m ³ /日]		850	904	702	1072
	平均滞留日数 [日]		6.5	6.1	7.9	5.2
	攪拌ガス吹込量 [Nm ³ /min]		3.8	0	0	3.8
	槽 1 m ³ 1 時間当り吹込ガス量 [Nm ³ /m ³ ·hr]		0.04	0	0	0.04
	汚 泥 循 環 量 [m ³ /min]		1.0	1.76	0.97	0
	汚泥循環量/消化槽容量 [回/日]		0.26	0.46	0.25	0
	汚泥循環時間 [hr/日]		24	24	24	0
	蒸 気 吹 込 量 [m ³ /日]		6.3	7.6	3.6	11
	シ ー ル 水 量 [m ³ /日]		4.6	6.5	13.0	(逆洗 19m ³ /日)
実 測 値 計 算 結 果	Co (計算初期濃度) [mg/l]		0.9	0.9	0.9	0.9
	$C/C_0 = Ae^{-B\theta}$	A	0.974	0.87	0.669	1.09
		B	0.991	1.008	1.296	1.01
	v_2/v (ショートパス) [%]		1.7	13.7	48.7	-0.9
	Vd/V (デッドゾーン) [%]		0.8	14.4	60.2	-0.7
	R (相関係数)		0.995	0.998	0.960	0.998

(3) 放出処理場

実験 1~4 のトレーサー試験の結果得られた実測値とトレーサー流出曲線（実線）を図 3-3-9 に示す。

また、同図のトレーサー流出曲線の関数（ C/C_0 と経過時間 θ の関係式）およびこの関数から算出されるショートパス（ v_2/v ）とデッドゾーン（ Vd/V ）の値等を表 3-3-7 に示す。

攪拌条件は、設計条件のガス吹込量にポンプ循環を付加した実験 1 から、実験番号の順番にガス吹込量（17.7 → 5 Nm³/min）、汚泥循環量（3.4 → 1.7 m³/min）とも順次減少させ、攪拌エネルギーの削減の可能性を検討した。

図 3-3-9 にみられるとおり各滞留時間分布曲線はほとんど一致しており、その結果得られたショートパスおよびデッドゾーンは攪拌条件にかかわらずほとんど同一の値となり、従って、攪拌エネルギーの削減が可能と考えられる。この点については 6-(4) で詳述する。

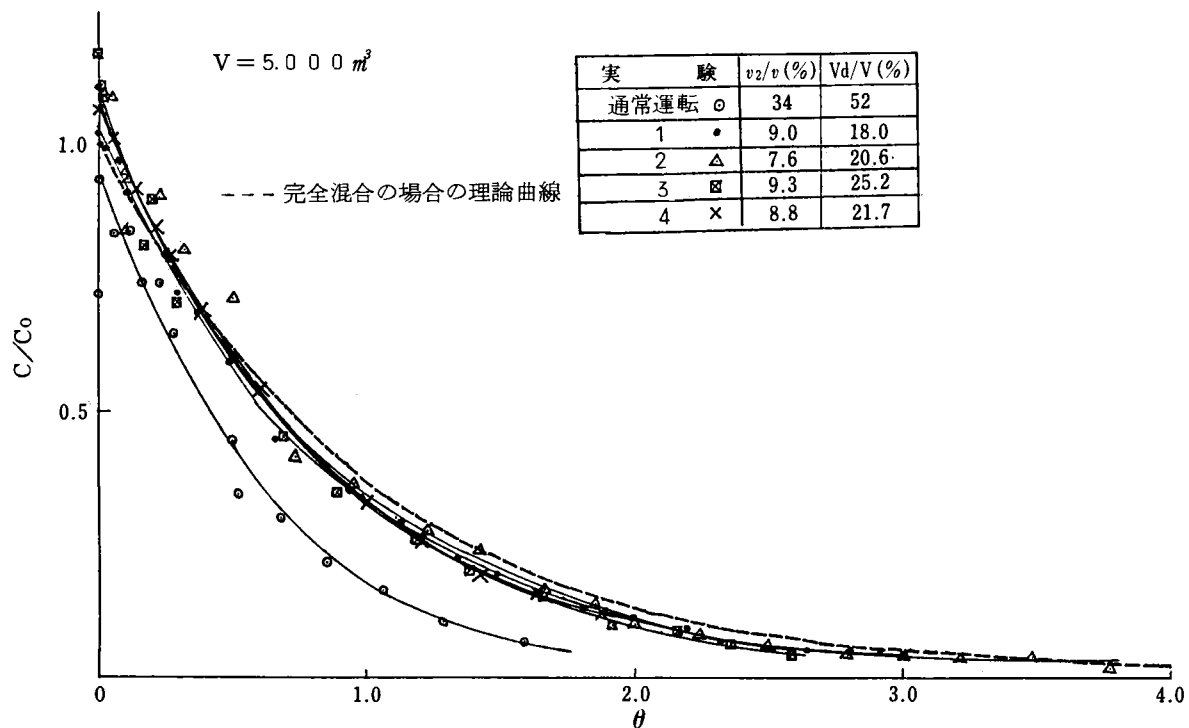


図 3-3-9 トレーサー流出曲線 (放出処理場)

表 3-3-7 トレーサー実験結果 (放出処理場)

項 目		消化槽名	放出 No.8 槽 (5,000 m³)				
		実 験	1	2	3	4	通常運転
		実験期間	58年 9/1~10/29	58年 11/1~12/27	59年 1/20~2/16	59年 2/21~3/23	57年 9/6~9/21
消化槽 運 転 条 件	平均汚泥投入量 [m³/日]		287	373	388	337	279
	平均滞留日数 [日]		19.3	14.9	14.3	16.5	19.9
	攪拌ガス吹込量 [Nm³/min]		17.7	9.4	9.3	5	18
	槽 1 m² 1 時間当り吹込ガス量 [Nm³/m²·hr]		0.19	0.11	0.10	0.05	0.19
	汚泥循環量 [m³/min]		3.4	3.4	1.7	1.7	0
	汚泥循環量/消化槽容量 [回/日]		0.65	0.68	0.35	0.34	0
	汚泥循環時間 [hr/日]		17.7	18.5	19.0	18.6	0
	蒸気吹込量 [m³/日]		5.8	16.8	19.8	10	17
	シール水量 [m³/日]		13.9	16.8	8.9	8.9	(逆洗 65 m³/日)
実測値 計 算 結 果	Co (計算初期濃度) [mg/l]		0.9	0.9	0.9	0.9	0.9
	$C/C_0 = Ae^{-B\theta}$	A	1.01	1.07	1.099	1.063	0.93
		B	1.11	1.158	1.212	1.165	1.40
	v_2/v (ショートパス) [%]		9.0	7.6	9.3	8.8	34
	V_d/V (デッドゾーン) [%]		18.0	20.6	25.2	21.7	52
R (相関係数)			0.996	0.993	0.998	1.000	0.995

6 考察

(1) ショートパスの確認

槽内の液の流れにショートパスがあれば、トレーサー投入後初期の段階で高濃度のトレーサーが槽出口から流出すると予想される。

本実験の解析結果によれば、住之江№5槽の実験3ではショートパスが非常に大きく（約50%、表3-3-6）、放出№8槽の実験1～4ではショートパスは若干存在することになる（約10%、表3-3-7）。

そこで、実測値とトレーサー流出曲線との相関からショートパスを確認してみた。住之江№5槽の実験3（図3-3-8）では、トレーサー投入後にトレーサー流出曲線よりかなり高いトレーサー濃度が検出された。また、放出№8槽の実験1および3（図3-3-9）ではトレーサー投入直後にトレーサー流出曲線より若干高い値が検出されている。

実測値の大部分はトレーサー流出曲線によく一致しているが、これらのトレーサー投入直後の値のみはトレーサー流出曲線からずれて高い値を示している。従って、トレーサー試験からショートパスの存在は確認されたといえるであろう。

(2) モデルによる理論曲線と実測値との一致（相関係数）

モデルによる解析の場合、モデルによる理論曲線が実測値と一致しないならば、そのモデルは採用に値しないといえることができる。

本実験の解析で用いたモデルは、完全混合、デッドゾーンおよびショートパスの組み合わせモデルである。このトレーサー流出曲線は、 $C/C_0 = Ae^{-B\theta}$ の形であらわされる。そこで解析にあたっては、 $Ae^{-B\theta}$ の曲線が実測値と最も一致するよう、A、Bを求め、このA、Bからショートパス（ v_s/v ）およびデッドゾーン（ V_d/V ）の値を算出した。

表3-3-8は、こうして求めたモデルの理論曲線と実測値との相関係数を示す。ほとんどの実験で相関係数0.99以上であり、組み合わせモデルの理論曲線は実測値とよく一致しているといえることができる。

表3-3-8 モデル理論曲線と実測値との相関係数（R）

実 験	1	2	3	4
消化槽				
住之江 №5槽	0.995	0.998	0.960	
放 出 №8槽	0.996	0.993	0.998	0.999

(3) 解析結果の検証

トレーサー投入後の初期の段階で槽内各位置の汚泥をサンプリングし、各試料中のトレーサー濃度が同一であれば、槽内攪拌状況は良好であるといえる。逆に、各試料のトレーサー濃度のばらつきが大きければ槽内攪拌状況は不良であるといえる。

今回のトレーサー実験では、トレーサー投入後3時間以内に試料採取口から深さ方向に汚泥をサンプリングした（住之江：9点、放出：7点）。そこで、この試料トレーサー濃度のばらつきからトレーサー実験の解析結果を検証することとした。

表3-3-9には、トレーサー投入1.5～3時間後の深さ方向の濃度測定結果から求めた標準偏差(σ)を示す。

表3-3-9 消化槽深さ方向トレーサー濃度の標準偏差

消 化 槽 名		試料採取口深さ方向トレーサー濃度						実測値計算結果		
		測 定 値 (<i>mg</i> / <i>ℓ</i>)					平 均 (<i>mg</i> / <i>ℓ</i>)	標準偏差 <i>σ</i> (<i>mg</i> / <i>ℓ</i>)	<i>v</i> ₂ / <i>v</i> (%)	V <i>d</i> / <i>V</i> (%)
住之江 No.5槽	実験 1 (投入 2 hr 後)	0.970	0.975	0.985	0.950	0.960	0.974	0.009	1.7	0.8
		0.975	0.985	0.975	0.985					
	実験 3 (投入 3 hr 後)	0.605	0.795	0.935	0.535	0.575	0.647	0.170	48.7	60.2
		0.680	0.725	0.290	0.680					
放 出 No.8槽	実験 1 (投入 1.5 hr 後)	0.930	0.970	0.960	0.980		0.966	0.024	9.0	18.0
		0.970	0.940	1.010						
	実験 3 (投入 3 hr 後)	0.965	0.955	0.880	0.995		0.966	0.038	7.6	20.6
		0.975	1.005	0.985						

また、図3-3-10には、標準偏差と v_2/v 、 Vd/V との関係を示す。

同図に示すとおり、標準偏差（槽内各試料のトレーサー濃度のばらつきの程度）が大きくなるほどショートパス(v_2/v)およびデッドゾーン(Vd/V)も大きくなる傾向がみられる。

槽内の攪拌状況が悪化すれば、槽内トレーサー濃度のばらつきが大きくなり、ばらつきが大きくなれば標準偏差も大きくなる。従って、攪拌状況の悪化に伴い標準偏差は増大することになるが、ショートパスおよびデッドゾーンも同時に増大すれば、これらは攪拌状況の指標になり得るといってよいであろう。解析結果から標準偏差の増大とともにこれらも増大しており、ショートパスおよびデッドゾーンは槽内攪拌状況の指標に十分なり得ると考えられる。換言すれば、槽内攪拌状況を相対的に評価する方法として、トレーサー試験は有効と考えてよいであろう。

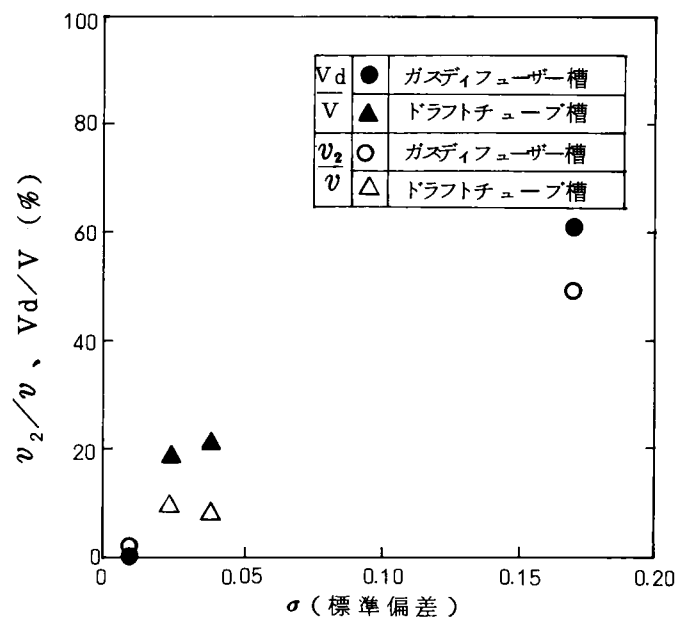


図 3-3-10 標準偏差(σ)と Vd/V 、 v_2/v の関係

(4) 攪拌エネルギー削減の検討

表 3-3-10 には、各実験で使用したガスブロウおよび循環ポンプの流量ならびにトレーサー試験の結果から得られたショートパス(v_2/v)およびデッドゾーン(Vd/V)を示した。また、攪拌に要した電力量も併記した。

同表によれば、住之江の場合、実験 1 (ガス吹込量 $3.8 \text{ N m}^3/\text{min}$ 、汚泥循環量 $1.0 \text{ m}^3/\text{min}$) ではほとんど完全混合となっており、実験 2 (ガス吹込量 $0 \text{ N m}^3/\text{min}$ 、汚泥循環量 $1.76 \text{ m}^3/\text{min}$) ではショートパスおよびデッドゾーンはかなり小さく、実験 3 (ガス吹込量 $0 \text{ N m}^3/\text{min}$ 、汚泥循環量 $1.0 \text{ m}^3/\text{min}$) では攪拌状況は非常に悪い結果になっている。

H. D. Monteith²⁾ によるカナダのオンタリオ州におけるトレーサー試験結果によれば、消化槽の攪拌状況はかなり悪い結果である旨が報告されている (プラント A: $v_2/v = 61\%$ 、 $Vd/V = 76\%$ 、プラント B 1 次槽: $v_2/v = 0\%$ 、 $Vd/V = 77\%$ 、2 次槽: $v_2/v = 22\%$ 、 $Vd/V = 22\%$)。

カナダの調査結果と比較すると、住之江の実験 2 で得られたショートパスおよびデッドゾーン (いずれも約 14%) の値は、消化槽内攪拌状況としてはほぼ良好と判断してよいであろう。

一方、汚泥循環量をさらに減少させた実験 3 では攪拌状況がかなり悪化していることから、汚泥循環量の下限は $5,000 \text{ m}^3$ の消化槽で $1.7 \text{ m}^3/\text{min}$ 程度 (循環回数約 0.5 回/日) に止めるのが安全側であり、また、ガス吹込量および汚泥循環量を減少すると槽内の攪拌効果も低下する傾向が認められる。

表 3 - 3 - 10 消化槽攪拌消費電力

消化槽	項 目	実 験 1		実 験 2		実 験 3		実 験 4	
住之江 No.5 槽		流 量 (m^3/min)	電 力 (kWh)	流 量 (m^3/min)	電 力 (kWh)	流 量 (m^3/min)	電 力 (kWh)		
	ガスコンプレッサー	3.8	2.2	0	0	0	0		
	循環ポンプ	1.0	4.0	1.76	7.5	0.97	4.0		
	合計消費電力 ()は $W \cdot hr/m^3 \cdot 日$		2.6 (112)		7.5 (32)		4.0 (17)		
	v_2/v [%]	1.7		13.7		48.7			
	Vd/V [%]	0.8		14.4		60.2			
放 出 No.8 槽		流 量 (m^3/min)	電 力 (kWh)	流 量 (m^3/min)	電 力 (kWh)	流 量 (m^3/min)	電 力 (kWh)	流 量 (m^3/min)	電 力 (kWh)
	ガスブロウ	17.7	5.5	9.4	29.2	9.3	28.9	5	15.5
	循環ポンプ	3.4	2.2	3.4	2.2	1.7	1.1	1.7	1.1
	合計消費電力 ()は $W \cdot hr/m^3 \cdot 日$		7.7 (331)		51.2 (220)		39.9 (172)		26.5 (114)
	v_2/v [%]	9.0		7.6		9.3		8.8	
	Vd/V [%]	18.0		20.6		25.2		21.7	

注 1) 住之江処理場の循環ポンプは各実験とも 7.5kW の消費電力であり、変速機で流量調節した。この表では 1.76 m^3/min の時、7.5kW と定め、消費電力は流量に比例するとして求めた。

注 2) 放出処理場のガスブロウは各実験とも 5.5kW の消費電力であり、バイパス弁で流量調節した。この表では 17.7 m^3/min の時、5.5kW と定め、消費電力は流量に比例するとして求めた。

放出の場合、実験番号に伴い、ガス吹込量を 17.7 → 9.4 → 9.3 → 5 Nm^3/min の順に、同時に汚泥循環量も 3.4 → 3.4 → 1.7 → 1.7 m^3/min の順に低下させた。

このような、ガス吹込量と汚泥循環量を同時に低下させた場合でもショートパスおよびデッドゾーンの値は、ガス吹込量や汚泥循環量によらずほとんど一定であった。これは、ガス吹込量が大きく余裕があると考えられる。このことより、ガス吹込量を低下してもポンプ循環を併用すれば槽内攪拌状況を維持することが可能であることがわかった。

以上まとめると、住之江の実験結果からはポンプ攪拌はガス攪拌に十分代替できること、および放出の実験結果からはガス吹込量を減少してポンプ攪拌を併用することは有効であることがわかった。

表 3-3-10 の結果に基づき、各実験における攪拌設備（ガスコンプレッサー、循環ポンプ）の合計消費電力を図 3-3-11 に示した。

住之江における攪拌エネルギーの削減に関しては、実験 2 の程度が限界と考えられ、これは通常運転時（ガス攪拌のみ）の $1/3$ まで削減されている。

ガス攪拌にポンプ攪拌を併用して実験を行なった放出の場合は、攪拌消費電力が最も少

ない実験 4 においても、その電力量は住之江の実験 1 と同程度であり、限界にまで低減していないものと判断される。

実験 4 においても攪拌状況の悪化はみられないことから、放出のドラフトチューブ式においても更に攪拌電力削減の可能性はあるものと考えられる。

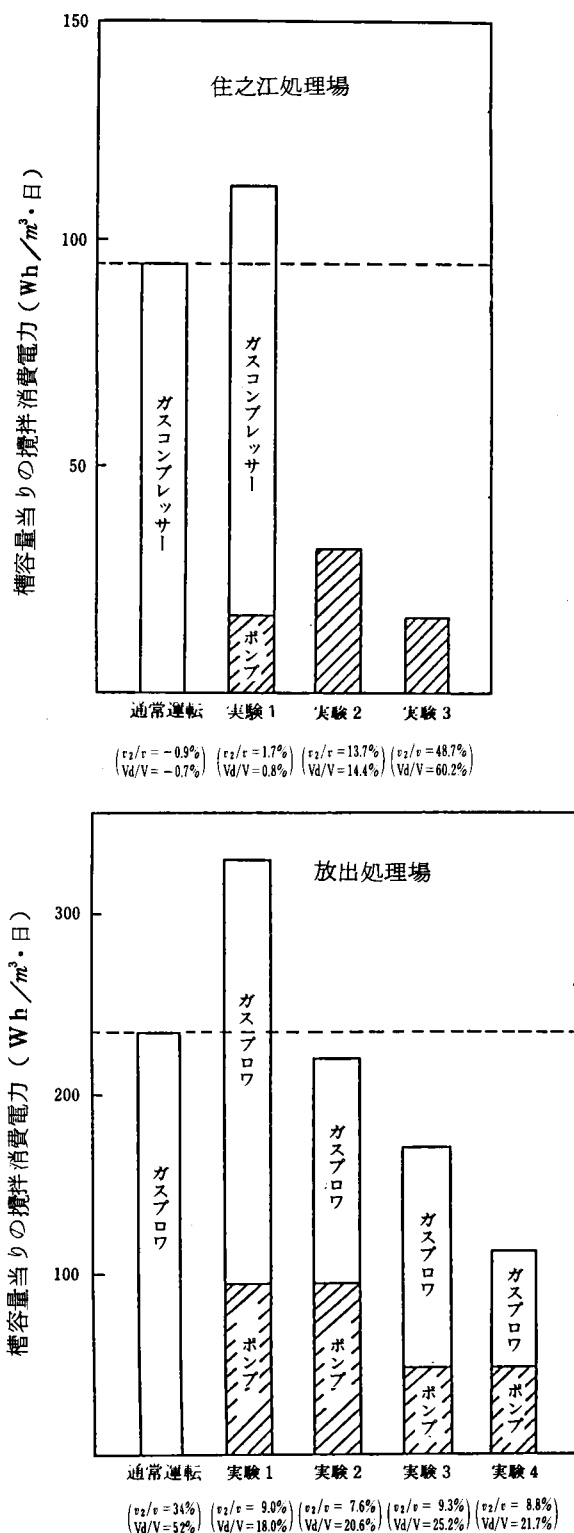


図 3-3-11 攪拌実験における攪拌消費電力

第3節 消化汚泥の沈降濃縮実験

一般に実施設の消化槽は、生物反応槽としての1次槽と、脱離液と消化汚泥に固液分離させるための2次槽とからなっている。第1編でも述べたように2次槽の固液分離が良好に行われている実施設は少なく、場内返流水負荷増大の一因となる場合もあり、また、2次槽の建設費も大きなものである。

従って、高濃度消化に2次槽が必要かどうか、主に1次消化汚泥の沈降濃縮性を調査することにより検討した。

洗浄槽は消化汚泥のアルカリ度低減のためのユニットプロセスであるが、脱水工程からみれば洗浄槽抜取汚泥濃度が重要である。そこで消化汚泥の希釈後の沈降濃縮性を調査し、高濃度消化における洗浄槽の必要性も検討した。

1 実験方法

(1) 実験装置

汚泥の沈降濃縮特性を調査検討する実験装置は、径が小さすぎると壁効果や架橋作用の影響があり、高さが低いと圧密不十分となる恐れがあるため、図3-3-12に示す径150 mm、高さ1,200 mmの攪拌機付きの円筒沈降管を用いた。

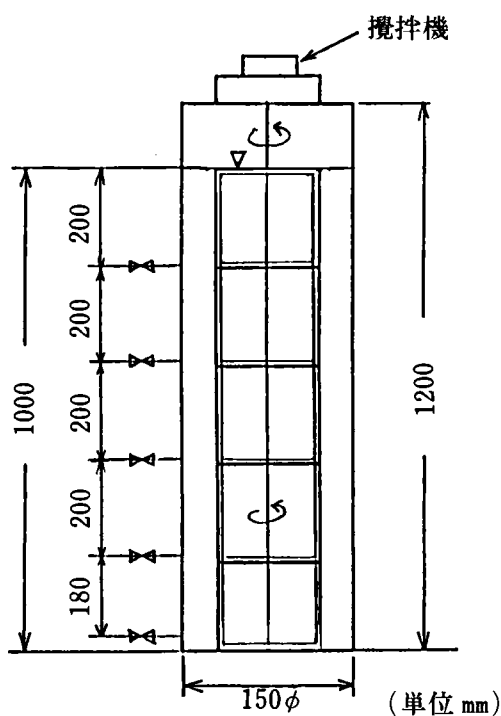


図3-3-12 沈 降 管

(2) 供試汚泥

2次槽および洗浄槽の沈降濃縮実験には、「第1節 高濃度消化実験」により行った実験1および3から6までの高濃度消化、従来消化の汚泥を用いた。

(3) 操作方法

1) 消化汚泥沈降濃縮実験

- ① 沈降管に汚泥を1 mの高さまで投入し静置する。
- ② 所定日数毎に汚泥界面を読みとる。
- ③ 測定最終日に底部（水面より80～98 cm間）の汚泥を測定する。

2) 希釈沈降濃縮実験

- ① 試料に水道水を加えて所定の希釈倍率にし、攪拌後沈降管に1 mの高さまで投入し静置する。1倍希釈とは試料容積と同容積の水道水を加えたものである。
- ② 攪拌効果を見る場合、1 rpmで攪拌する。
- ③ 所定時間毎に汚泥界面を読みとり、24時間後底部の汚泥を採取し汚泥濃度を測定する。

2 実験結果および考察

(1) 消化汚泥沈降濃縮実験

消化汚泥の界面沈降曲線を図3-3-13に示したが、高濃度消化と従来消化の界面沈

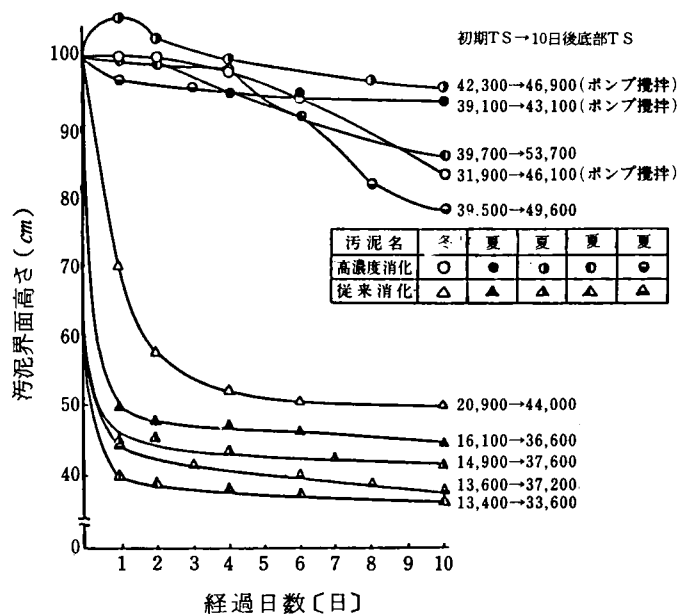


図3-3-13 一次消化汚泥の界面沈降曲線（津守処理場）

降曲線が全く異なることが分かる。従来消化では等速沈降領域があり、4～5日静置することにより10日後と大差ない値にまで界面が低下するのに対し、高濃度消化では汚泥濃度が高いため等速沈降領域がなく、当初から圧密沈降領域に達しているものと考えられる。

底部汚泥濃度と初期汚泥濃度の比を濃縮倍率とし、初期汚泥濃度との関係を図3-3-14に示す。初期汚泥濃度が高いほど、濃縮倍率は1に近く、濃縮効果が期待できないことがわかる。10日間静置後の汚泥界面高さを見ると、従来消化では初期高さの50%以下となるのに対し、高濃度消化では80～95%程度であり、上澄液引抜きが困難と考えられる。

以上より、1次槽内汚泥濃度が3%以上あるような高濃度消化においては2次槽内における固液分離を期待することは困難であり、全消化槽を生物反応槽として設計することが望ましいといえよう。

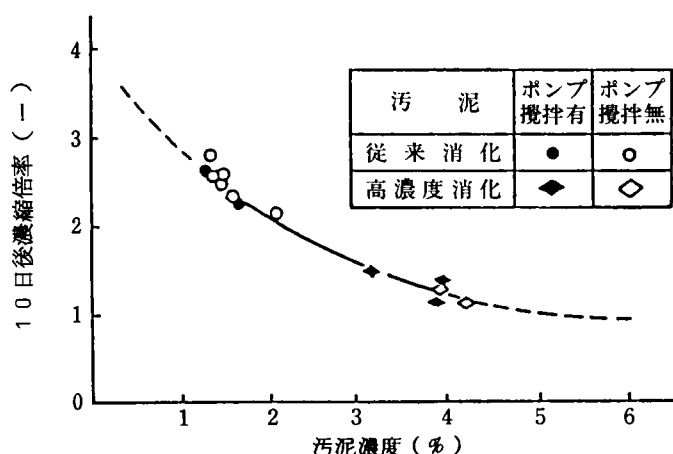


図3-3-14 汚泥濃度と10日後濃縮倍率の関係(津守処理場)

(2) 希釈沈降濃縮実験

希釈した消化汚泥の沈降曲線を図3-3-15から3-3-17に示す。

従来消化では図3-3-15、図3-3-16から、攪拌を行うことにより初期においては沈降速度が改善され、24時間後の底部濃度においては一部大差ないものもあるが、全体的にみて攪拌が良い影響を与える傾向にある。

高濃度消化汚泥では、4倍希釈の初期濃度が比較的低いものについては同様の傾向が読み取れるが、初期濃度が高いものについてはかえって攪拌は悪い影響を与える傾向にある。

脱水性は汚泥濃度の影響を受けるので、洗浄濃縮操作が汚泥濃度の向上に役立つかどうかを検討するため、24時間後底部濃度と試料汚泥濃度の比を濃縮倍率とし沈降管内初期濃度との関係を図3-3-18に示す。初期濃度が低いほど濃縮倍率が大きくなる傾向があり、攪拌を行った従来消化は濃縮倍率1以上の値を示し汚泥濃度の向上が期待できるのに対し、高濃度消化では濃縮倍率1以下で洗浄濃縮操作により汚泥濃度が低下する。

従って、脱水汚泥濃度の観点から判断すれば、従来消化では洗浄濃縮操作を採用する意味があるが、高濃度消化においてはその価値がなくなるといえよう。

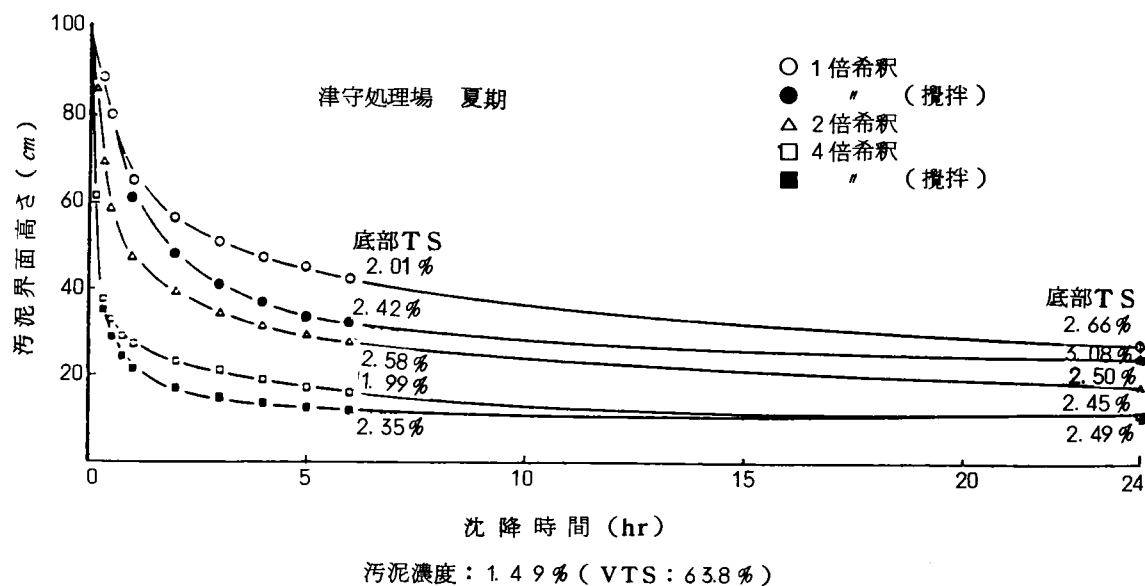


図 3 - 3 - 15 洗浄汚泥の界面沈降曲線(従来消化汚泥)

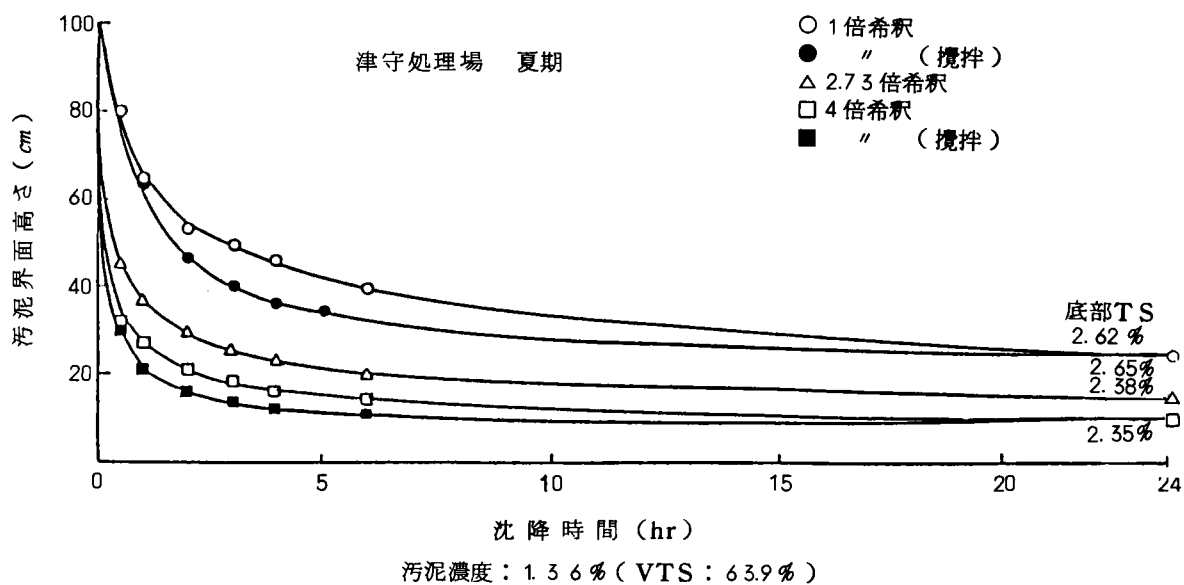


図 3 - 3 - 16 洗浄汚泥の界面沈降曲線(従来消化汚泥)

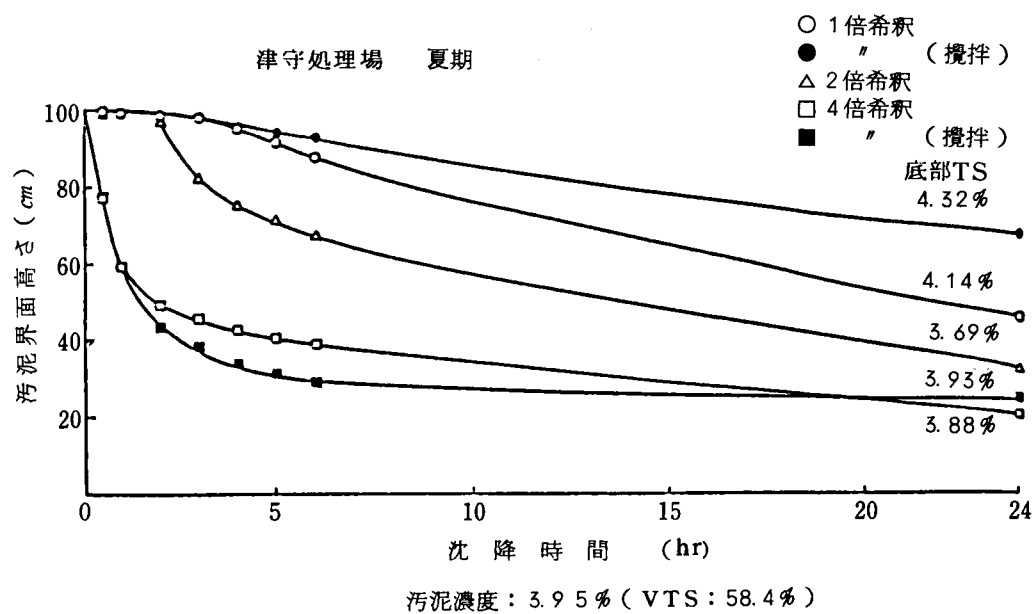


図 3-3-17 洗浄汚泥の界面沈降曲線 (高濃度消化汚泥)

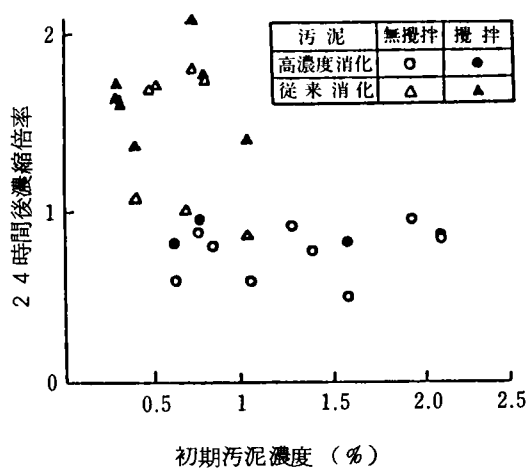


図 3-3-18 汚泥濃度と洗浄 24 時間後濃縮倍率の関係

第4節 消化汚泥の脱水実験

本実験は、高濃度消化汚泥の脱水特性を、従来消化汚泥と比較して調査したものである。また、洗浄の有無が脱水特性に与える影響についても合わせて調査した。

大阪市の現在の使用脱水機種は、真空脱水と遠心脱水の2方式であり、真空脱水では石灰法（消石灰、塩化第2鉄添加）と過酸化水素法（過酸化水素、硫酸第1鉄添加）を採用している。脱水実験では、現在大阪市の使用機種である真空脱水を想定したリーフテストと、小型遠心脱水機実験および他都市で多用されているベルトプレス脱水機の小型機実験等により、従来消化汚泥と高濃度消化汚泥の相対比較に重点をおいて脱水性を調査した。

1 実験方法

(1) 真空脱水（リーフテスト）

1) 供試汚泥

従来消化汚泥、高濃度消化汚泥およびそれぞれの洗浄汚泥を対象とした。洗浄汚泥とは、消化汚泥に2倍または4倍の水道水を加え攪拌後一夜静置し、加えた水道水と等量の上澄水を引抜いた残部の汚泥である。

2) 実験装置および実験方法

リーフテストはリーフ面積 $0.01m^2$ のものをを用い、戸布は石灰法用に数島カンバス製N1234C、過酸化水素法用に同製N74を用いた。

リーフテストの真空度は $600mmHg$ とし、浸せき時間1分、脱水時間2分で行い、ケーキ含水率、戸過速度、ケーキ剝離性等を測定した。

凝集剤は石灰法で消石灰と塩化第2鉄を、過酸化水素法で過酸化水素と硫酸第1鉄を用いた。

(2) 遠心脱水

1) 供試汚泥

(1)、1)に同じ。

2) 実験装置および実験方法

最大処理能力 $500\ell/hr$ 、遠心効果 $2000G$ で回転数、差速は一定のスクリュウデカンタを用いた。予備試験により最適凝集剤を選定し、各々の供試汚泥いずれにも適している強カチオン系のものをを用いた。

一定条件で運転後30分以上経過してから試料を採取し、ケーキ含水率および分離液SS濃度を測定した。

凝集剤添加率は固形物当り $0.4\sim 1.4\%$ の範囲から数点を選び、汚泥供給量は実験機の公称能力の最大値 $500\ell/hr$ としたが、汚泥濃度の高い場合は回収率を高く保持するため

300 ℓ/hr に低減させた。

(3) ベルトプレス脱水

1) 供試汚泥

(1)、1) に同じ。

2) 実験装置および実験方法

実験には、汙布巾 50 cm の高圧型ベルトプレス脱水機を用いた。凝集剤は予備試験の結果、遠心脱水と同じものを用いた。

操作因子のうち、汙布速度、高圧圧縮力、汙布緊張圧力は予備試験結果に基づき、回収率を高く保持できる値を選び一定条件で運転した。凝集剤添加率および供給汚泥量を操作因子とし、供給汚泥量は汙布から汚泥がはみ出さない範囲で運転した。一定条件下で 30 分以上の連続実験後、試料を採取し、ケーキ含水率、汙過速度、SS 回収率を求めた。

2 実験結果および考察

(1) 真空脱水（リーフテスト）

石灰法の実験は塩化第 2 鉄添加率 8 %（一定）とし、消石灰添加率を、30、50、70 % の 3 段階で行なった。消石灰添加率を増加させれば、汙過速度、ケーキ含水率、ケーキ剥離性が改善される傾向を示したが、50 % 添加と 70 % 添加では顕著な差がなかったので、50 % 添加のデータを代表値として脱水性の比較を行った。

過酸化水素法の実験では、硫酸鉄添加率 20 %（一定）とし、過酸化水素添加率を 1000、1500、2000 mg/ℓ の 3 段階で行った。過酸化水素添加率の増大とともにケーキ含水率は低下する傾向を示したが、汙過速度もわずかに低下する傾向を示すものが多かった。ケーキ含水率と汙過速度を考慮すると、過酸化水素 1500 mg/ℓ 添加のものが最適と考えられるデータが多いので⁸⁾、この添加率のデータを代表値と考えて脱水性を比較した。

汚泥の脱水性は汚泥濃度の影響が大きいので、リーフテストにおける汚泥濃度と汙過速度の関係を図 3-3-19 および図 3-3-20 に示す。

図から、石灰法、過酸化水素法とも汚泥濃度の増加に伴い汙過速度が増大すること、アルカリ度が 2000 mg/ℓ 以上の汚泥（主に高濃度消化汚泥）とそれ以下の汚泥（主に従来消化汚泥）の 2 グループに大別でき、それぞれのグループで汚泥濃度と汙過速度のかなり高い相関関係がみられること、アルカリ度の高いグループは低いグループに比べ、同一汚泥濃度では汙過速度が劣ること等がわかる。

従って、汙過速度から判断すれば以下のことが結論付けられよう。

- 1) 汙過速度と汚泥濃度には正の相関関係が存在する。
- 2) 高濃度消化汚泥のようにアルカリ度の高い汚泥は洗浄の効果が期待できるが、洗浄に

	未洗浄	洗浄 2倍	洗浄 4倍
高濃度消化汚泥	○	●	●
従来消化汚泥	△	▲	—

	未洗浄	洗浄 2倍	洗浄 4倍
高濃度消化汚泥	○	●	●
従来消化汚泥	△	▲	—

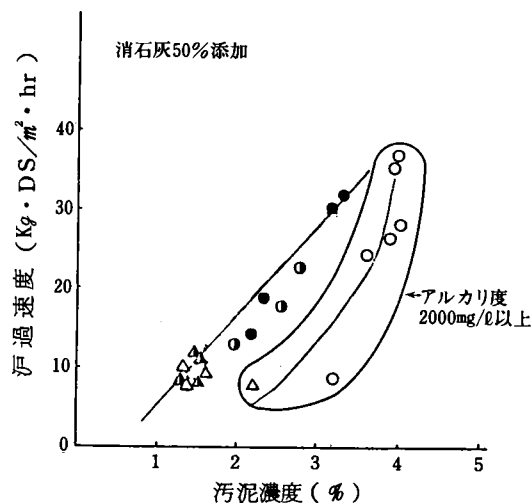


図3-3-19 汚泥濃度と汙過速度の関係（石灰法）

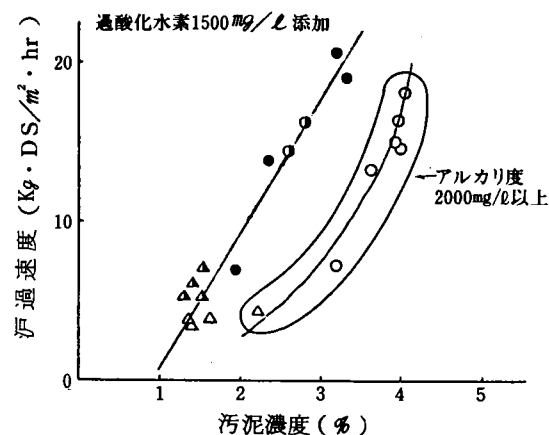


図3-3-20 汚泥濃度と汙過速度の関係（過酸化水素法）

より汚泥濃度が大きく低下すればその効果は期待できなくなる。

- 3) 洗浄汚泥および一部の従来消化汚泥等のようにアルカリ度の比較的低い汚泥は、汚泥の種類よりも汚泥濃度によって汙過速度が影響される。
- 4) 従って、汚泥濃度の低い従来消化汚泥は、高濃度消化汚泥に比べ汙過速度が劣る。

汙過速度と同様にケーキ含水率について汚泥濃度との関係を、図3-3-21と図3-3-22に示す。

汚泥濃度とケーキ含水率との関係は、汚泥濃度と汙過速度の場合ほど顕著な関係は見られない。石灰法において、アルカリ度の高低による2グループそれぞれに、汚泥濃度の増大に伴いケーキ含水率が低下する傾向が認められるが、過酸化水素法ではこのような一定の傾向は認められ難い。

洗浄の効果は、石灰法での汙過速度の傾向と類似のように、洗浄により汚泥濃度が大きく低下しなければその効果が期待できる傾向を示し、過酸化水素法では洗浄後濃度に関係なく洗浄の効果が期待できる傾向を示した。汚泥の種類別にみると、石灰法では汚泥濃度の低い従来消化汚泥がケーキ含水率が高い傾向を示すが、過酸化水素法ではこのような一定の傾向は認められない。

以上から、真空脱水方式においては、汚泥の脱水性は汚泥濃度に強く影響され、汚泥濃度の低い従来消化汚泥は高濃度消化汚泥に劣ること、汚泥洗浄の効果は、洗浄操作で汚泥濃度が大幅に低下しなければ認められること、等が結論できるであろう。

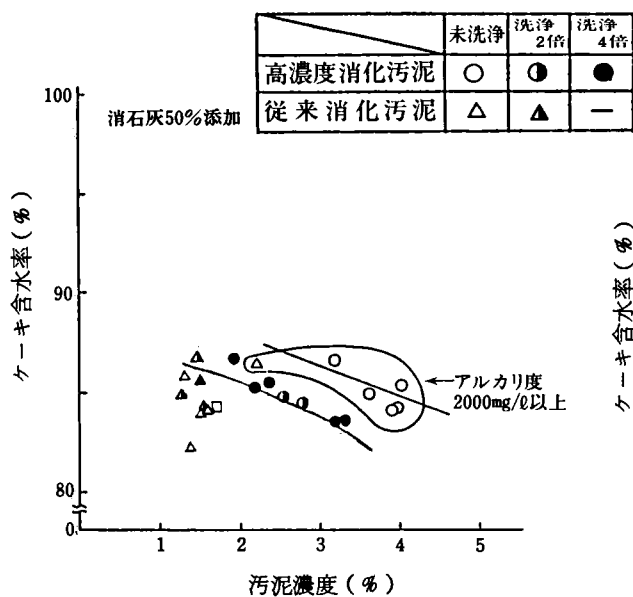


図 3-3-21 汚泥濃度とケーキ含水率
の関係 (石灰法)

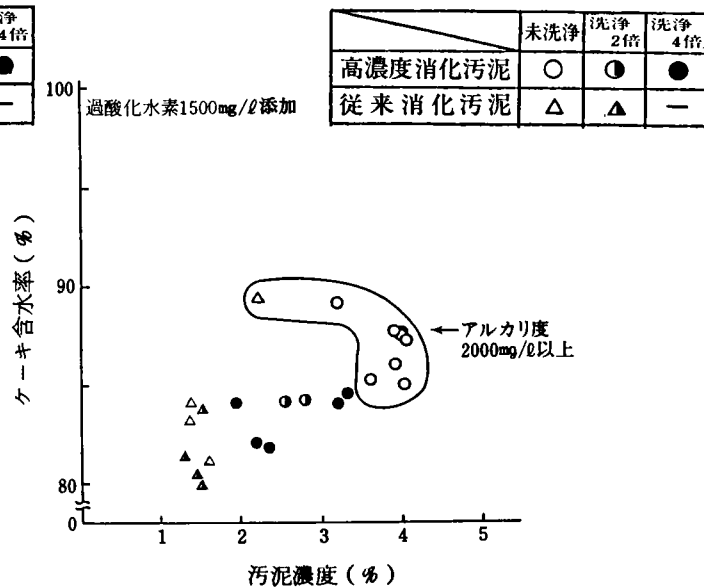


図3-3-22 汚泥濃度とケーキ含水率
の関係 (過酸化水素法)

(2) 遠心脱水

ケーキ含水率、固形物処理量、SS回収率を凝集剤添加率との関係で図3-3-23に示す。両図の比較から一般的に言われるように洗浄の効果は認められないことがわかる。遠心脱水対象汚泥と考えられる未洗浄汚泥について、高濃度消化汚泥と従来消化汚泥の比較をすると高濃度消化汚泥のケーキ含水率は、従来消化汚泥と同様かそれ以下である。

固形物処理量は汚泥濃度に依存しており、汚泥濃度の高い高濃度消化汚泥が従来消化汚泥より大きい。

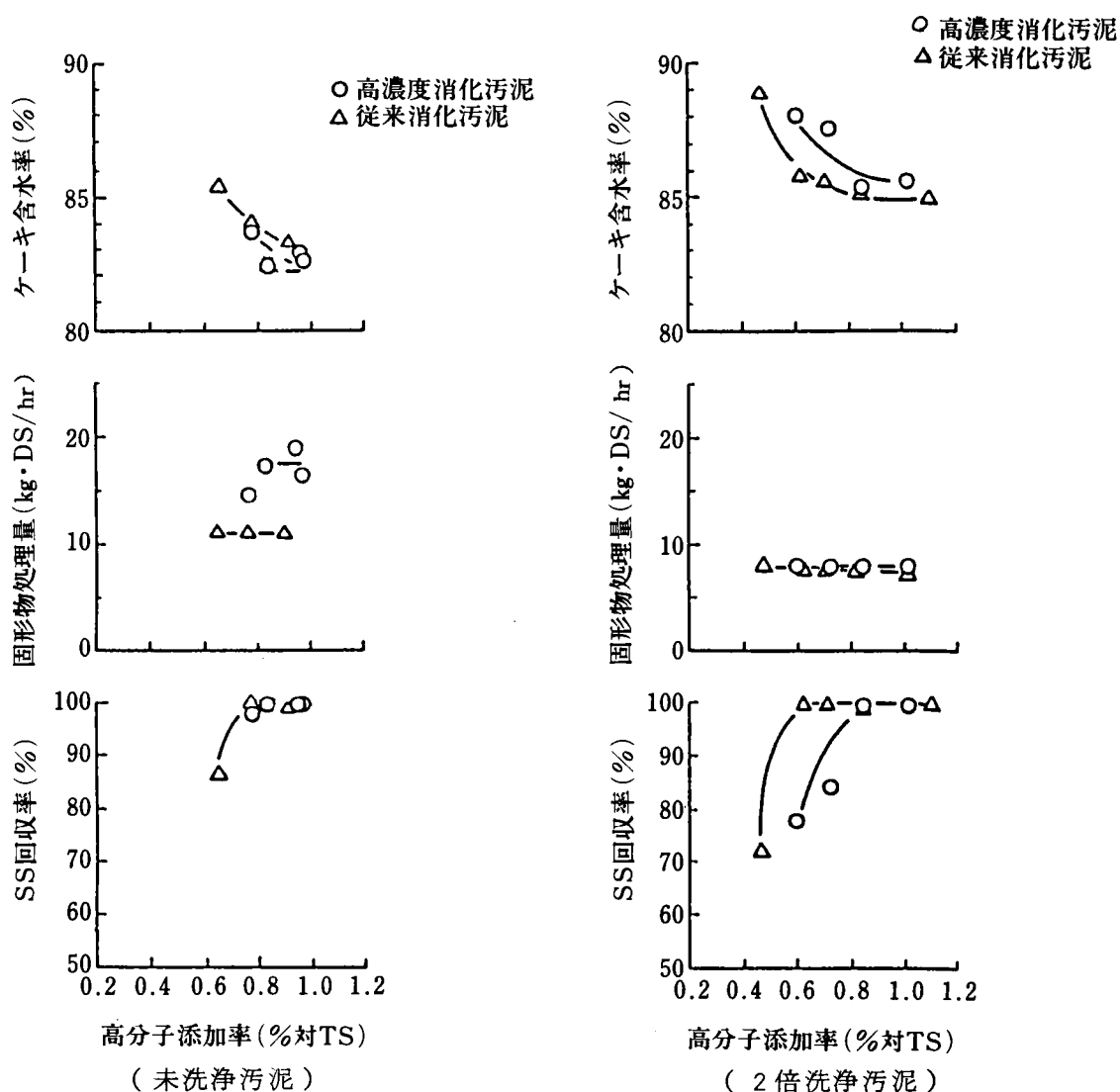


図3-3-23 遠心脱水性能試験結果

(3) ベルトプレス脱水

実験結果を図3-3-24に示す。遠心脱水と同様に両図の比較から、洗浄の効果は、ほとんど期待できないといえよう。未洗浄汚泥で、高濃度消化汚泥と従来消化汚泥を比較すると、戸過速度は高濃度消化汚泥が従来消化より大きく、汚泥濃度の影響と考えられる。

ケーキ含有率とSS回収率は両汚泥の高分子添加率の幅が異なっているため明確ではないが、連続した変化と考えられ、大差ないものと判断した。

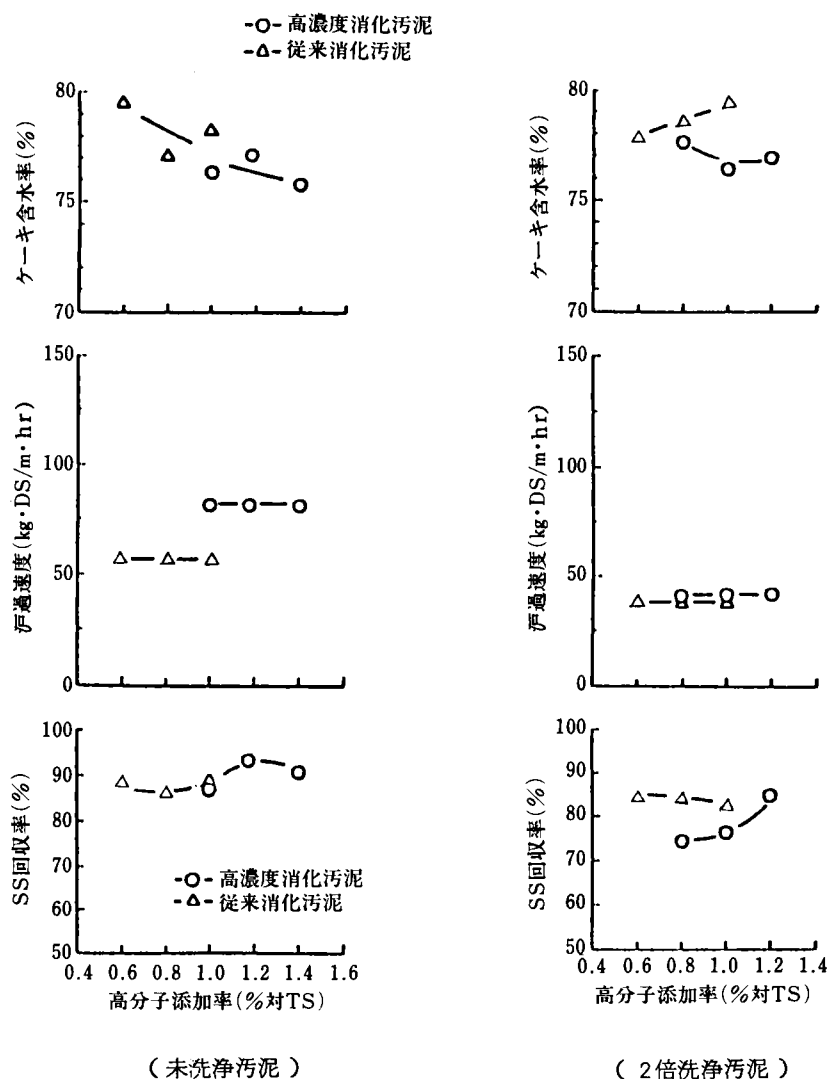


図 3-3-24 ベルトプレス脱水連続試験結果

第5節 高濃度消化法の設計課題の検討

1 消化日数、有機物負荷

第1節に述べた消化実験のデータを有機物負荷と有機物減少率の関係で示した図3-3-25から、一連の実験においては有機物負荷 $0.99 \sim 2.5 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{日}$ の範囲で、有機物減少率は30～40%程度の範囲で変動しており明確な傾向は認められないことがわかる。また、有機物含有率と有機物減少率の関係を示す図3-3-26からも明確な傾向は認められない。

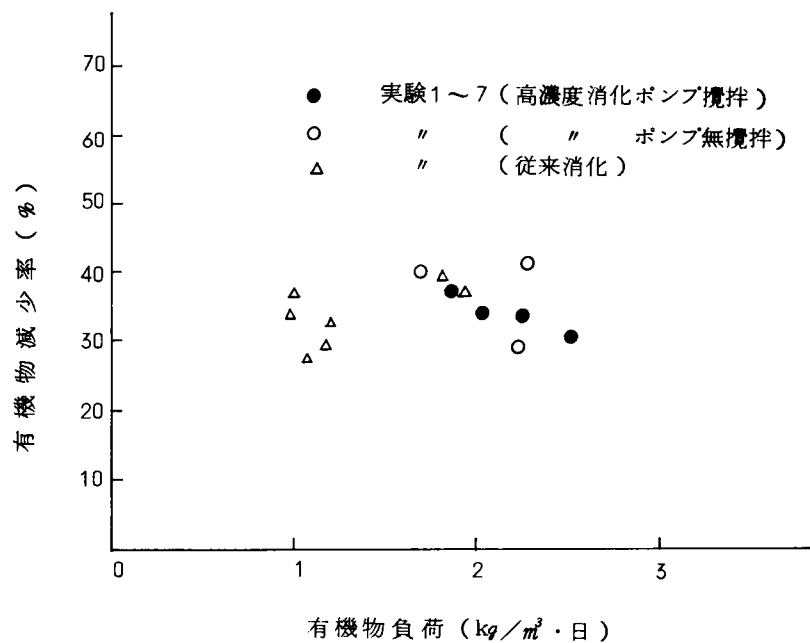


図3-3-25 有機物負荷と有機物減少率の関係

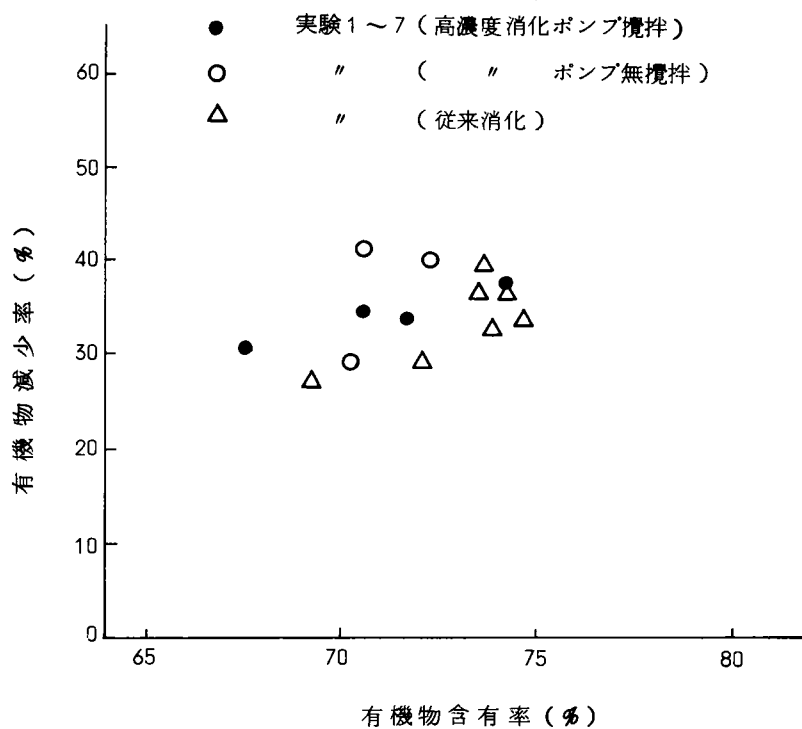


図3-3-26 有機物含有率と有機物減少率の関係

これらの点は一般的な傾向と異なるが、その理由として、有機物含有率の変動と有機物負荷の変化が相互に影響し合っていることが考えられる。

第1節で述べたように、コントロールとして運転した従来消化と高濃度消化においては消化槽内水質指標（pH、ORP、有機酸）は良好な状態にあり、図3-3-27に示すように有機物減少率も両者で同程度である。従って、有機物負荷 $2.5 \text{ kg}/\text{m}^3\text{日}$ 、消化日数13日程度まで短くしても高濃度消化は運転可能と考えられる。

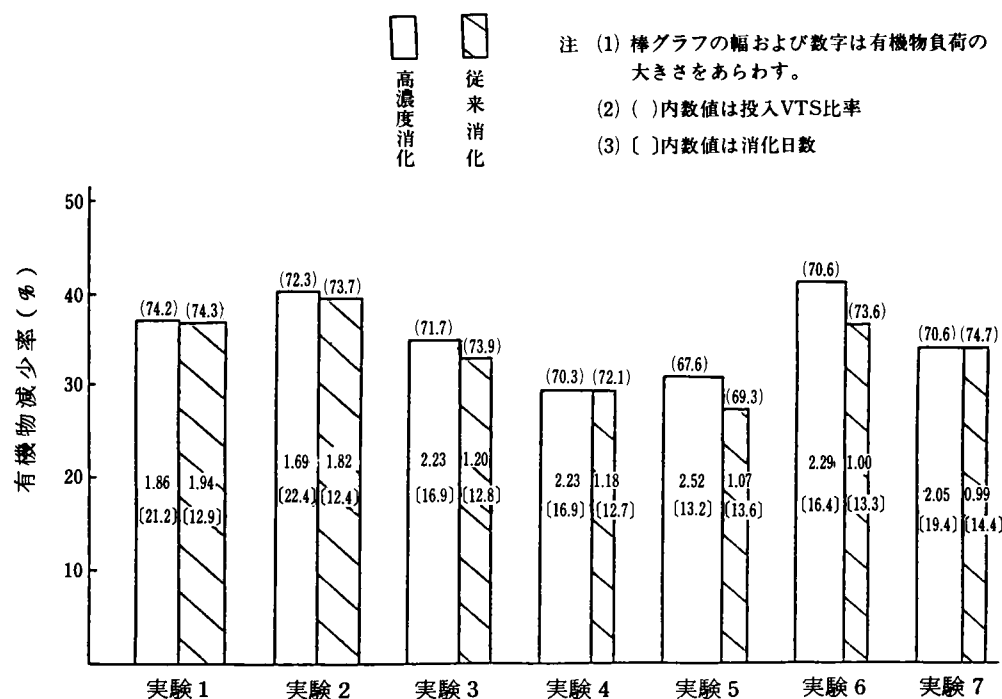


図3-3-27 各実験における有機物減少率の比較（津守処理場）

消化污泥の脱水性について有機物負荷との関係を見る。真空脱水機を想定したリーフテストの結果を図3-3-28に示す。有機物負荷の範囲が $1.9 \sim 2.5 \text{ kg}/\text{m}^3\text{日}$ と狭いが、石灰法、過酸化水素法ともに有機物負荷の高い夏期にケーキ含水率、汙過速度が良好になっており、夏期に発生污泥の有機物含有率が低下することを反映したものと考えられ、有機物負荷が $2.5 \text{ kg}/\text{m}^3\text{日}$ まで高くなっても顕著な悪影響を与えるものではないといえよう。

同様に遠心脱水およびベルトプレス脱水においても、有機物負荷の顕著な影響はなかった。

有機物負荷と消化日数は投入污泥濃度と有機物含有率を決定すれば相互に一義的に決まるものである。実際の設計においては量的算定から設計可能な消化日数が、質的な算定も必要とする有機物負荷よりも一般的に多用されている。

実証実験は実施設を用いたので、消化日数や有機物負荷の限界を求めるためには、より短時間の消化日数での実験を行なうべきであるが、消化槽の菌群がウォッシュアウトするま

で高負荷とすることは不可能であった。

本実験で確認された消化日数を限界と考えれば、適正な消化日数は発生汚泥量の変動を考慮して決定することができる。

従って、室内実験および実規模実験の結果から判断すると適正な消化日数は15～20日程度と考えるのが妥当であろう。

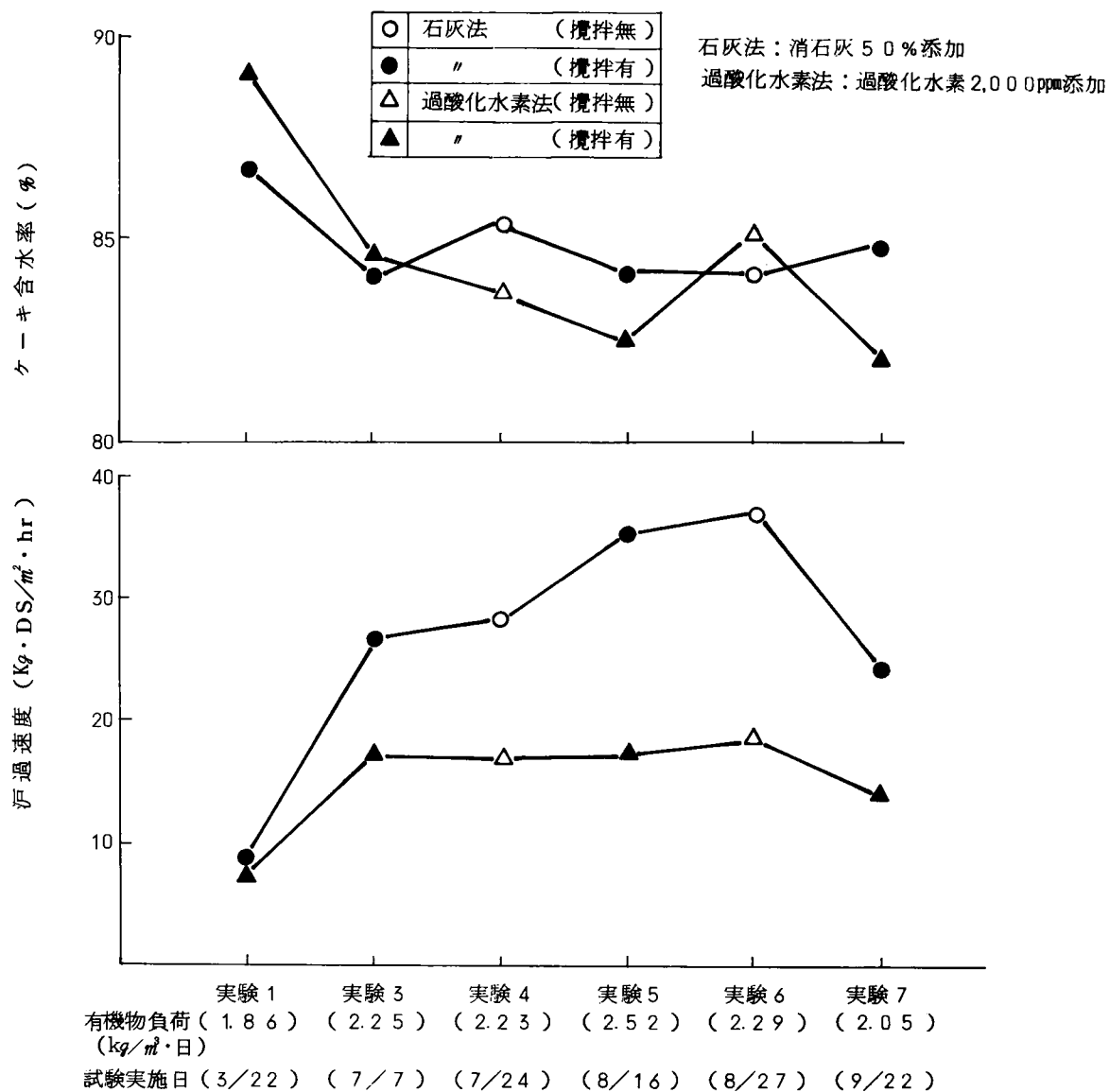


図3-3-28 脱水性に及ぼす有機物負荷の影響(高濃度消化未洗浄汚泥)

2 必要攪拌強度および攪拌方法

(1) 必要攪拌強度

消化槽の必要攪拌強度を嫌気性菌群の反応に注目した指標から評価することは困難である。高濃度消化の実証実験において、ポンプ攪拌をガス攪拌に付加しても、有機物減少率、有機酸等の消化槽内水質指標等に顕著な効果があらわれなかった。また、室内実験においても、基質と菌群が均一混合されれば、それ以上の攪拌は消化反応に影響しないことが示された。

これらの理由として、通常の下汚泥を対象とした嫌気性消化反応は基質濃度が高いため、基質拡散律速ではなく嫌気性菌群の基質代謝律速であるためと推定される。

村上⁸⁾は、実際槽を用いて攪拌強度と有機物減少率を調査し、両者には関係が認められなかったと報告していることも考慮すると、攪拌の意味は、

- 1) 基質と菌群の均一混合
- 2) ショートパスやデッドゾーンの防止
- 3) 発生ガスが液中からスムーズに分離すること
- 4) スカム破碎等

と考えられる。後段の2点の発生ガスの分離とスカムの破碎は、一定以上の攪拌があればよく、攪拌強度を規定する要因とは考えられない。基質と菌群の均一混合は、大容量の実施設においては消化槽内攪拌強度にすべてを期待するより、汚泥の投入方法を検討することにより対応することが合理的な設計に繋がると考えられる。即ち、ガス攪拌方式であれば、消化槽中心上部のガス上昇部に汚泥を投入する方法や、消化槽内汚泥の循環装置があれば、そのラインに汚泥を投入することにより管内混合を期待する方法等である。以上のように考えれば、消化槽内で必要とする攪拌は嫌気性菌表面に基質を供給するミクロな攪拌ではなく、消化槽全体が有効な反応槽として機能できるようにするマクロな攪拌であるといえよう。この場合には、普遍的な必要攪拌強度の決定は困難となり、消化槽形状、攪拌方法等を含んだ装置全体の評価をトレーサーテスト等で行なうことにより、個々に判断を下して行くことが重要となる。

(2) 攪拌方法

住之江、放出両処理場のトレーサー実験から、ショートパスやデッドゾーンを小さくしつつ攪拌動力を低減するには、ガス攪拌とポンプ攪拌を併用することが有効であることが示された。

ポンプ攪拌を行い、消化槽へ循環させる汚泥管に投入汚泥を注入すれば、消化槽流入前に配管内で基質と菌群が混合される効果や、特に冬期の低水温時に投入汚泥と消化槽内温度との差を少なくし、ショートパス防止の一助となること等も期待できる。

従って、今後の設計は、ガス攪拌とポンプ攪拌の併用とすることが望ましい。

3 2次槽の必要性

高濃度消化においては、固液分離を目的とした2次槽を設置しても、その効果は期待できず、全槽を反応槽として設計することが妥当である。

消化槽は、気密性を必要とする槽であり、一般に建設される2次槽は滞留日数10日の大容量が必要となり、建設費を考慮すれば高濃度消化に固液分離のための2次槽は不要なものといえるであろう。

4 洗浄槽の必要性

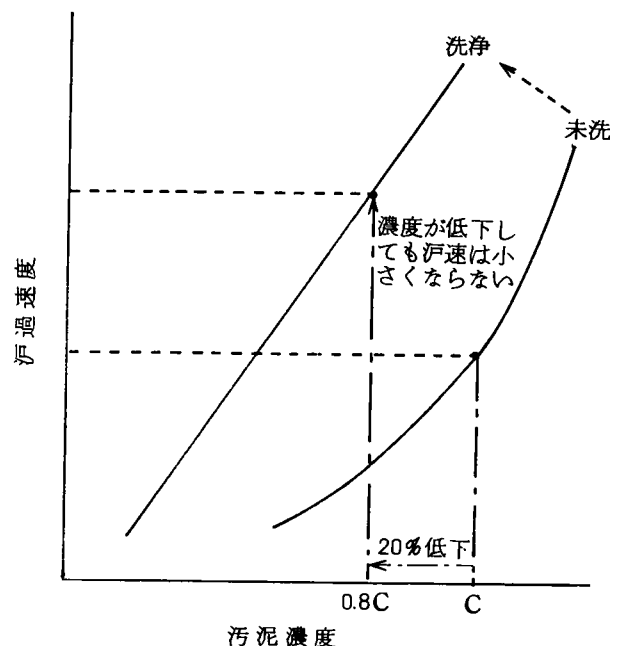
消化汚泥の希釈沈降濃縮実験から、消化汚泥濃度が3～4%の高濃度消化法では、洗浄槽を設置すると汚泥濃度が低下することが示された。

一方、脱水実験結果から、真空脱水機では、洗浄することにより汚泥濃度が大きく低下しない限り洗浄の効果があること、高分子凝集剤を用いる遠心脱水やベルトプレス脱水では、洗浄の効果はほとんど認められないこと等がわかった。

高濃度消化汚泥の洗浄濃縮による汚泥濃度の低下は図3-3-18に示す実験結果のうち、実態に近いと考えられる攪拌時の

値から0～20%程度と判断される。この程度の濃度低下であれば図3-3-19、図3-3-20および右図の模式図から判断して真空脱水において高濃度消化の後に洗浄槽を設置する意味はあるといえよう。無機系凝集剤を用いる真空脱水において、実際には、洗浄槽の建設費、維持管理費、場内返流水負荷の増大等を考慮し、各処理場毎に判断していくことになる。

高分子凝集剤を用いる高濃度消化汚泥の脱水には、洗浄槽は設置しても、汚泥濃度を高める効果は期待できないし、脱水性からも顕著な効果が認められないことから、洗浄槽を設置せず直接脱水することが望ましいといえよう。



第6節 消化槽からの放散熱損失量に関する一考察

消化槽加温エネルギーの節減のためには、投入汚泥の高濃度化が効率的な方法であることは先に述べたとおりであるが、消化槽からの放散熱量を少なくすることも有効な方法である。

消化槽からの放散熱量は、主として(1)大気の温度 (2)地中埋設部分の比率 (3)地下水位 (4)槽の容量 (5)槽壁の厚さおよび保温材の有無・材質等の影響を受ける。

ここでは、具体例を挙げて数値計算によりこれらの影響を検討するが、まず、保温を行わない場合について(2)、(3)、(4)の影響を、次に(5)の保温材の効果を検討し、放散熱損失量を削減するための有効な手段について考察した。

また、大阪市7処理場の昭和52～55年度における消化槽の加温実績より放散熱損失量を推定し、計算結果と実績を比較した。

1 放散熱損失量削減の意義

消化槽の加温には、(1)投入汚泥を消化温度まで高める熱量と、(2)消化槽表面から周囲の地中および大気中に放散する熱を補給する熱量が必要である。ここでは前者を投入汚泥加温熱量、後者を放散熱損失量と呼ぶ。

後者の放散熱損失量は、1槽当りの消化槽容量を大きくし、槽外面を保温することにより小さくすることが可能である。これによって消化槽加温のための消化ガス以外の補助燃料の使用量が節減できる。さらに冬期においても補助燃料が不要となれば、年間を通して一定量の余剰ガスが確保され、これを別の用途へ利用することが可能となる。従って、放散熱損失量の削減は消化槽設計の重要な因子であると考えられる。

例えば、6,000 m^3 の消化槽について、発生した消化ガスで槽の加温をするとして、保温を行わない場合と、保温により放散熱損失量を $\frac{1}{2}$ に削減した場合について、消化ガス有効利用可能量増大の効果を図3-3-29により示す。

消化槽の保温を行わない場合には、放散熱損失量は加温に必要な総熱量の約25%を占めている。このときの消化ガス有効利用可能熱量は、年間 $435 \times 10^6 \text{ kcal}$ であるのに対して、保温を行う場合には $687 \times 10^6 \text{ kcal}$ と約1.5倍に増加する。

また、保温を行わない場合には、冬期の消化ガス有効利用可能熱量は $2 \times 10^6 \text{ kcal}$ と僅かで、消化槽加温のために補助燃料が必要なこともあるのに対し、保温を行う場合には年間を通して常に利用可能な熱量が大巾に増大する。

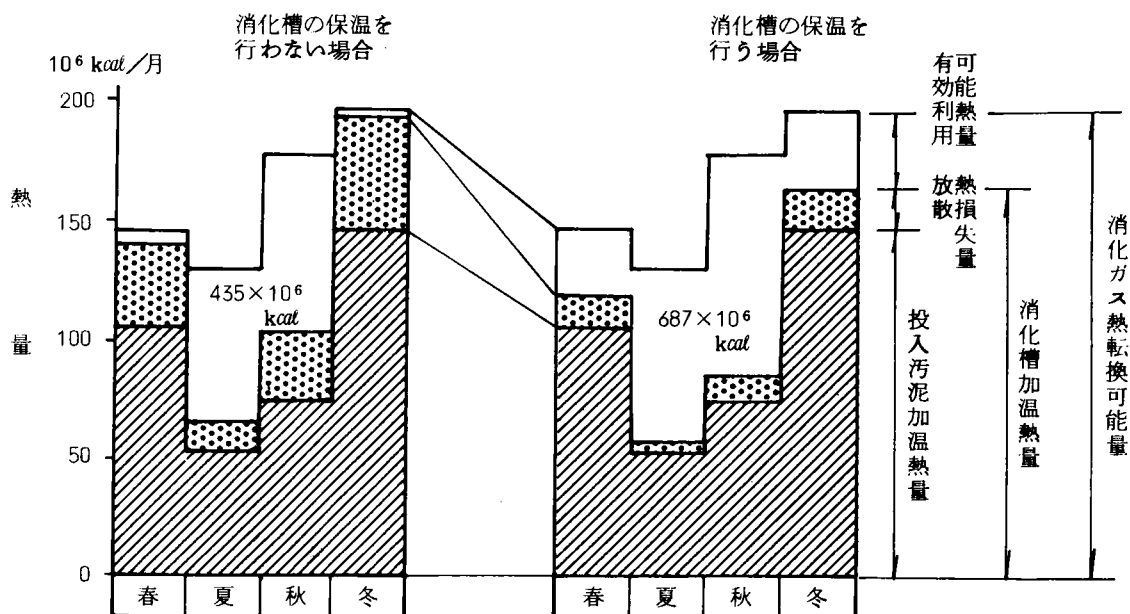


図 3-3-29 消化ガス有効利用可能量

2 放散熱損失量削減効果の検討Ⅰ（保温を行わない場合）

(1) 前提条件

以下に検討の前提条件を示す。

1) 消化槽の容量、形状寸法

相似な鉄筋コンクリート製の消化槽で内部容量がそれぞれ 1000、3000、6000、9000 m^3 の 4 ケースの場合について検討する。

槽の形状ならびに寸法は、大阪市の既設消化槽を参考に図 3-3-30 および表 3-3-11 に示すように定めた。

2) 計算諸元

計算に使用する熱伝導率、熱伝達率の値および温度条件を表 3-3-12 に示す¹⁰⁾。

3) 検討ケース

表 3-3-13 に示すように各容量の槽（4 ケース）それぞれについて、大気温度 3 ケース、消化槽周壁円筒部の地中埋設比率 3 ケース、地下水位の位置 4 ケースの組み合わせ 36 ケース、計 144 ケースの検討を行った。

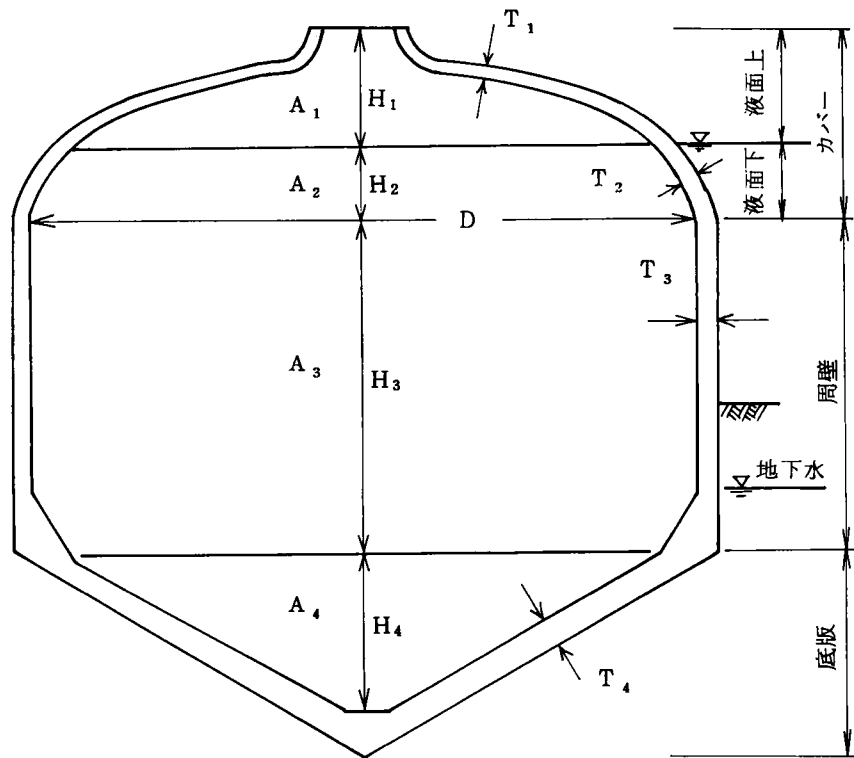


図 3-3-30 消化槽の形状

表 3-3-11 消化槽の形状寸法

容 量		1 0 0 0 m^3	3 0 0 0 m^3	6 0 0 0 m^3	9 0 0 0 m^3	備 考	
内 径 D		1 2.5 m	1 8.0 m	2 2.5 m	2 6.0 m		
高 さ H	H ₁	1.8 m	2.6 m	3.3 m	3.8 m	カ バ ー	液 面 上
	H ₂	1.2 m	1.7 m	2.1 m	2.4 m		液 面 下
	H ₃	5.3 m	7.5 m	9.6 m	1 0.9 m	周 壁	
	H ₄	2.4 m	3.5 m	4.5 m	5.1 m	底 版	
	計	1 0.7 m	1 5.3 m	1 9.5 m	2 2.2 m		
外 コン 壁 鉄 筋 厚	T ₁	0.2 5 m	0.2 5 m	0.2 5 m	0.2 5 m	カ バ ー	液 面 上 平 均 厚
	T ₂	0.2 5 m	0.3 5 m	0.4 0 m	0.4 5 m		液 面 下 平 均 厚
	T ₃	0.3 5 m	0.5 0 m	0.6 0 m	0.6 5 m	周 壁	
	T ₄	0.5 0 m	0.7 5 m	0.9 5 m	1.0 0 m	底 版	
表 面 積	A ₁	1 2 0 m^2	2 3 5 m^2	3 7 0 m^2	4 8 0 m^2	カ バ ー	液 面 上
	A ₂	6 5 m^2	1 3 0 m^2	2 1 0 m^2	2 7 0 m^2		液 面 下
	A ₃	2 7 0 m^2	5 6 5 m^2	9 0 5 m^2	1 1 7 0 m^2	周 壁	
	A ₄	1 5 5 m^2	3 2 0 m^2	5 0 5 m^2	6 5 5 m^2	底 版	
	計	6 1 0 m^2	1 2 5 0 m^2	1 9 9 0 m^2	2 5 7 5 m^2		

注：各記号は図 3-3-30 に示す。

表 3 - 3 - 12 計算諸元¹⁰⁾

熱伝導率 ($kcal/m \cdot ^\circ C \cdot hr$)	
鉄筋コンクリート	1.4
熱伝達率 ($kcal/m^2 \cdot ^\circ C \cdot hr$)	
壁-汚泥	300
壁-空気	20
壁-土	5
壁-地下水	500
温度条件 ($^\circ C$)	
消化槽	35
大気	10~25
土	16
地下水	16

表 3 - 3 - 13 保温を行わない場合の検討ケース

検 討 項 目	検討ケース数	それぞれのケースの条件
消化槽容量	4	1000、3000、6000、9000 m^3
大気の温度	3	10、17.5、25 $^\circ C$
周壁の地中埋設比率	3	25、50、75 %
地下水位の位置	4	底版の下端以下、底版と周壁の境界まで、周壁地中部の50%まで、地表まで

4) 計算式¹⁰⁾

槽各部分の総括伝熱係数 Kn を次式により求める。

$$\frac{1}{Kn} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{1}{k} + \frac{1}{\alpha_2} \dots\dots\dots (3.8)$$

$$\frac{1}{k} = \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{\delta_3}{\lambda_3} + \dots\dots\dots (3.9)$$

ここで、

Kn : 総括伝熱係数 ($kcal/m^2 \cdot ^\circ C \cdot hr$)

α_1 : 消化槽内部壁面の熱伝達率 ($kcal/m^2 \cdot ^\circ C \cdot hr$)

α_2 : 消化槽外部壁面の熱伝達率 ($kcal/m^2 \cdot ^\circ C \cdot hr$)

λ_1 : 消化槽外壁本体の熱伝導率 ($kcal/m \cdot ^\circ C \cdot hr$)

δ_1 : 消化槽外壁の厚さ (m)

k : 保温材の伝熱係数 ($kcal / m^2 \cdot ^\circ C \cdot hr$)

λ_2, λ_3 : 保温材の熱伝導率 ($kcal / m \cdot ^\circ C \cdot hr$)

δ_2, δ_3 : 保温材の厚さ (m)

つぎに槽全体の放散熱量を次式より求める。

$$Q = \sum_n K_n \cdot A_n \cdot (T_D - T_n) \dots\dots\dots (3.10)$$

ここに、

Q : 槽外壁全体からの放散熱量 ($kcal / hr$)

A_n : 槽各部分の放熱面積 (m^2)

K_n : 槽各部分の総括伝熱係数 ($kcal / m^2 \cdot ^\circ C \cdot hr$)

T_D : 槽内の温度 ($^\circ C$)

T_n : 槽各部分の外面の温度 ($^\circ C$)

(2) 結果

消化槽の単位容積当りの放散熱量を縦軸に、放熱に対する影響度合を調べようとする要因を横軸にとって、算定結果を図3-3-31から図3-3-33に示す。

図3-3-31、図3-3-32は、それぞれ地中埋設比率あるいは地下水位を横軸にとって槽容量をパラメーターにし、図3-3-33は槽容量を横軸にとり地下水位の位置をパラメーターにして算定結果を示している。

1) 周壁地中埋設比率の影響 (図3-3-31)

1,000 m^3 級の槽では気温が土中の温度より低い場合には埋設部分を多くすることにより放散熱量を10%前後少なくすることができるが、その他のケースでは、周壁の地中埋設比率は、放散熱量に大きな影響を及ぼさない。

2) 地下水位の影響 (図3-3-32)

1,000 m^3 の槽では地下水位の上昇により放散熱量が30%程度増加することがあるが、その他のケースでは、周壁の地中埋設比率の影響と同様に地下水位の影響は大きくない。

3) 槽容量の影響 (図3-3-33)

槽容量が放散熱損失量に及ぼす影響は大きく、容量の増大により3000~6000 m^3 程度までは放散熱量は大幅に減少するが、それ以上に大きくしてもさ程の減少はない。

3 放散熱損失量削減効果の検討Ⅱ (保温を行なう場合)

保温を行なわない場合、タンク容量が1,000 m^3 の場合を除いて、地下水位および周壁の地中埋設比率が放散熱損失量に与える影響はさほど大きくないことがわかった。そこで、ここでは地下水がなく周壁の地中埋設比率が50%の場合についてのみ保温の効果を調べた。そして保温材の伝熱係数および保温の範囲が放散熱損失量に及ぼす影響について検討した。

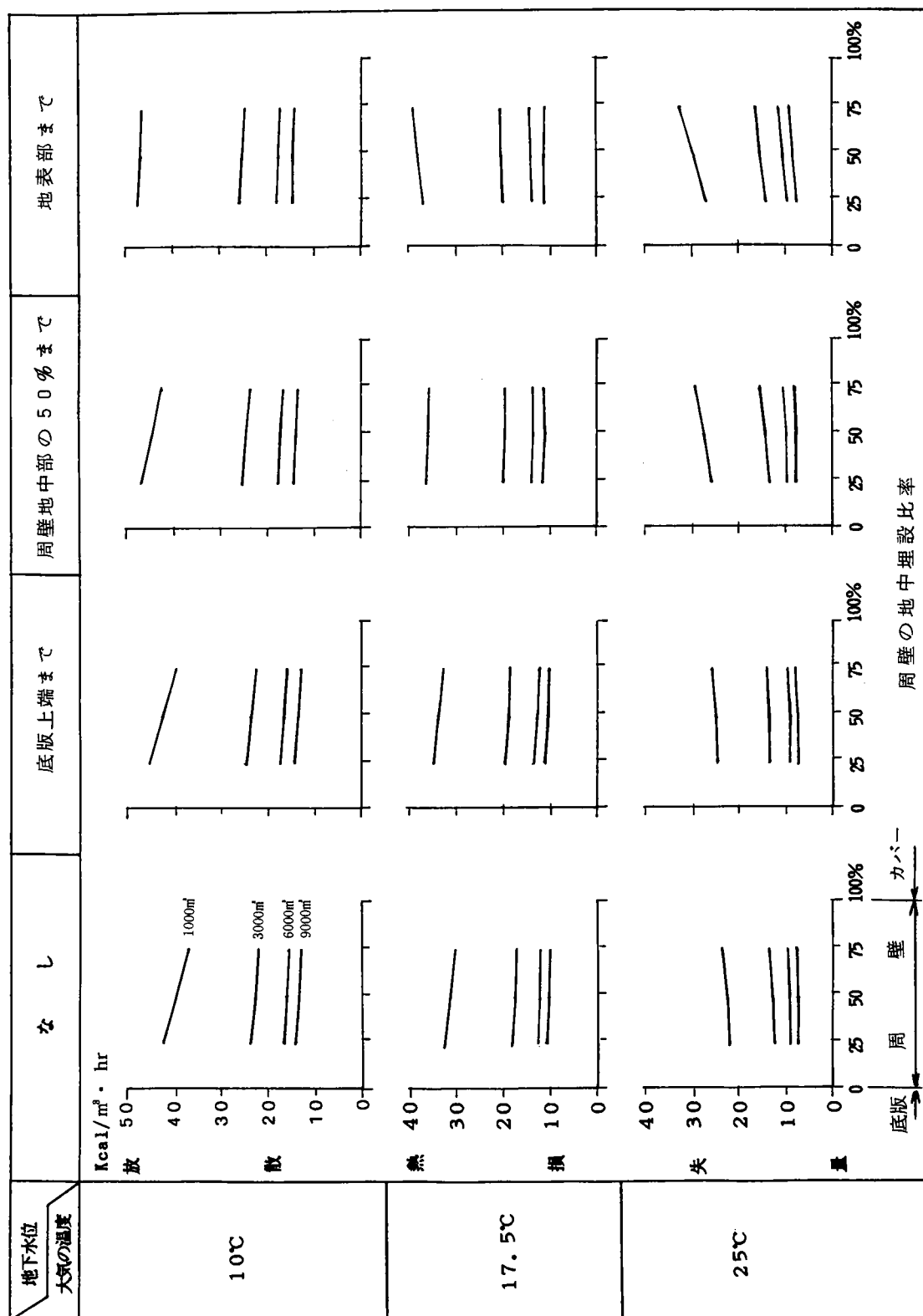


図 3-3-31 周壁の地中埋設比率の影響

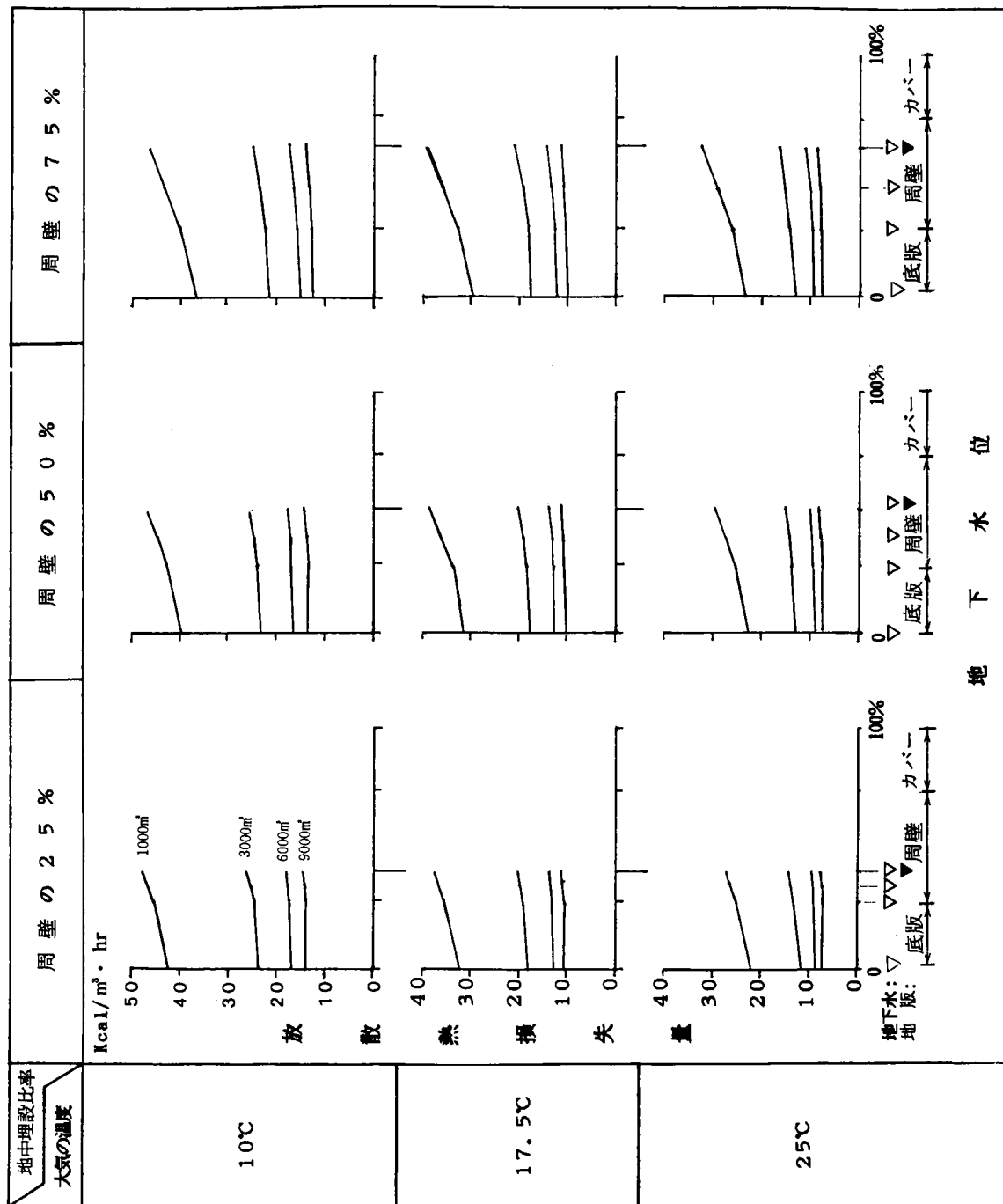


図 3-3-32 地下水位の影響

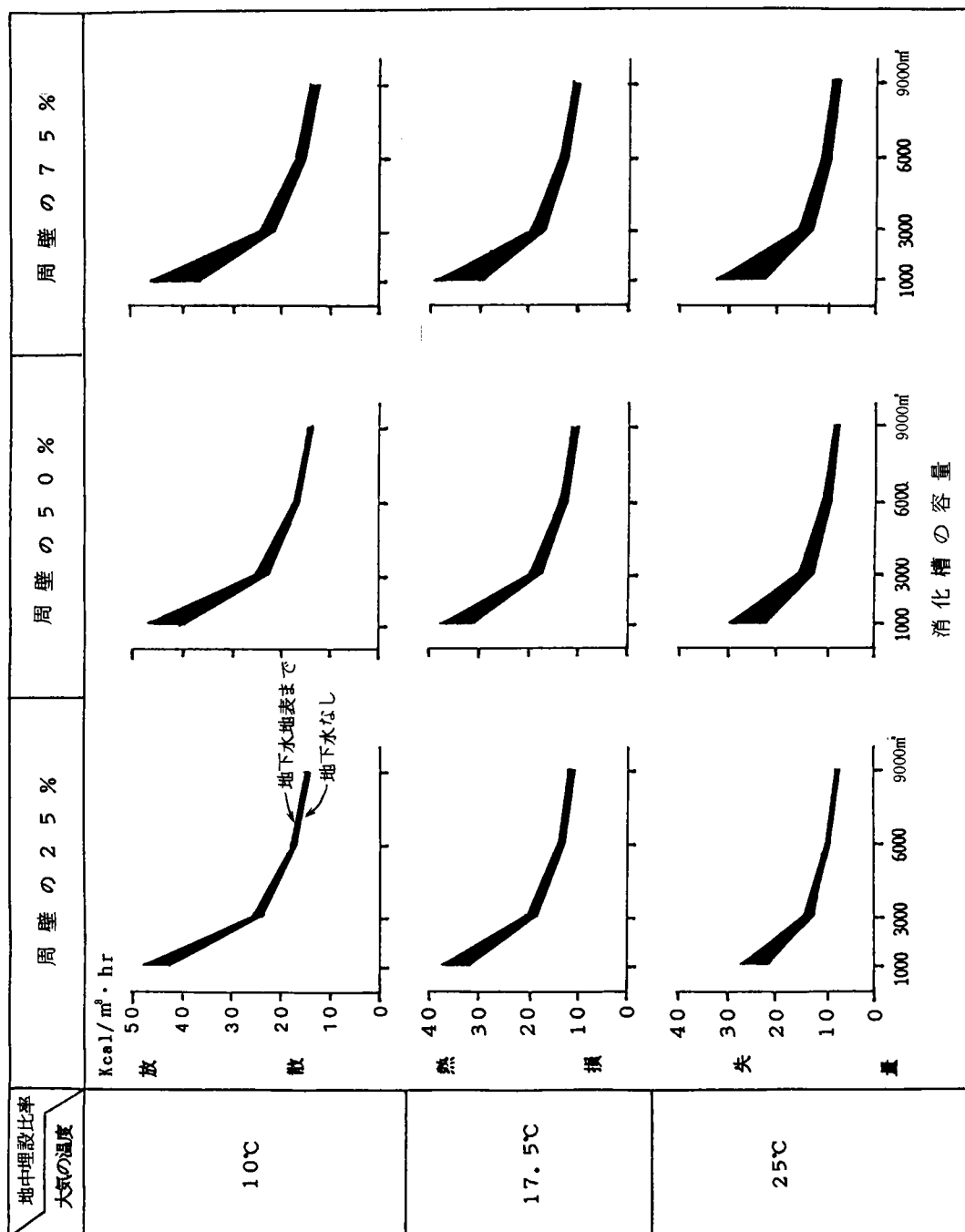


図 3-3-33 消化槽容量の影響

検討を行なう保温材の伝熱係数ならびに保温の範囲等の条件を表3-3-14に示す。なお、保温材の伝熱係数は(3.9)式により求める。

図3-3-34は保温材の伝熱係数の影響を示すもので、保温材の伝熱係数として $0.5 \text{ kcal} / \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{hr}$ 以下が得られる材質および部材厚の採用が望ましい。

図3-3-35は保温範囲の影響を示すもので、当然、保温面をできるだけ多くする方が効果は大きい、少なくとも地表以上の部分については保温することが望ましい。

表3-3-14 保温を行う場合の検討ケース

検 討 項 目	検討ケース数	それぞれのケースの条件
保温材の伝熱係数	4	2、0.5、0.25、0.1 $\text{kcal} / \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{hr}$
保 温 の 範 囲	3	カバーのみ、地表以上、全面

表3-3-15に保温例¹⁰⁾を示すが、ここで、伝熱係数として $0.5 \text{ Kcal} / \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{hr}$ を採用し、地上部分について保温を行うことを考えてみる。図3-3-35より、例えば $6,000 \text{ m}^2$ の消化槽では、保温を行わない場合の単位容量当りの放熱量 $9 \sim 16 \text{ Kcal} / \text{m}^3 \cdot \text{hr}$ を $5 \sim 7 \text{ Kcal} / \text{m}^3 \cdot \text{hr}$ と約45～55%にまで削減できることになる。

表3-3-15 消化槽の保温例と伝熱係数

カ バ ー		周 壁	
	$k = 0.51 \sim 0.84$ $\text{kcal} / \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{hr}$		$k = 0.26 \sim 0.38$ $\text{kcal} / \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{hr}$
	$k = 0.51 \sim 0.85$ $\text{kcal} / \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{hr}$		$k = 0.23 \sim 0.34$ $\text{kcal} / \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{hr}$

なお、試算によれば、このときの保温の施工費は1槽当り500～700万円であるのに対し、削減される燃料費は年間200～400万円となり、2～3年で施工費の回収が可能となる。

なお、消化槽の外壁本体の厚さを増すことによる保温の効果について考察すると以下のようになる。例えば厚さ60cmの鉄筋コンクリート製の外壁を1.5倍の90cmにすると、消化槽内の液相と外部大気間の総括伝熱係数は(3.8)式より $2.08 \text{ kcal} / \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{hr}$ から $1.44 \text{ kcal} / \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{hr}$ へと小さくなる。これは約30%の放散熱量の削減につながるが、この効果は前述の保温材の効果に比較すると小さい。

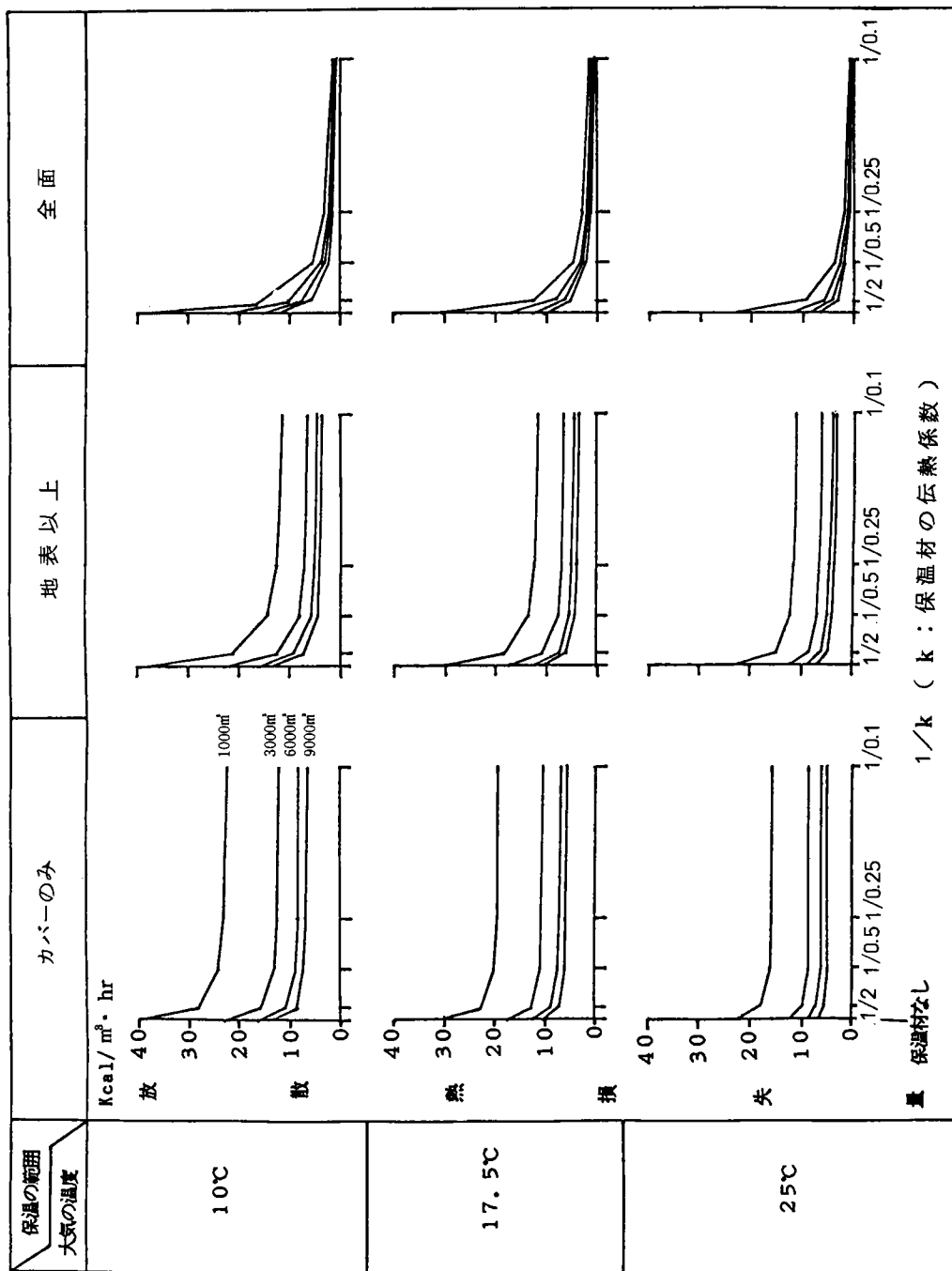


図 3-3-34 保温材の伝熱係数の影響

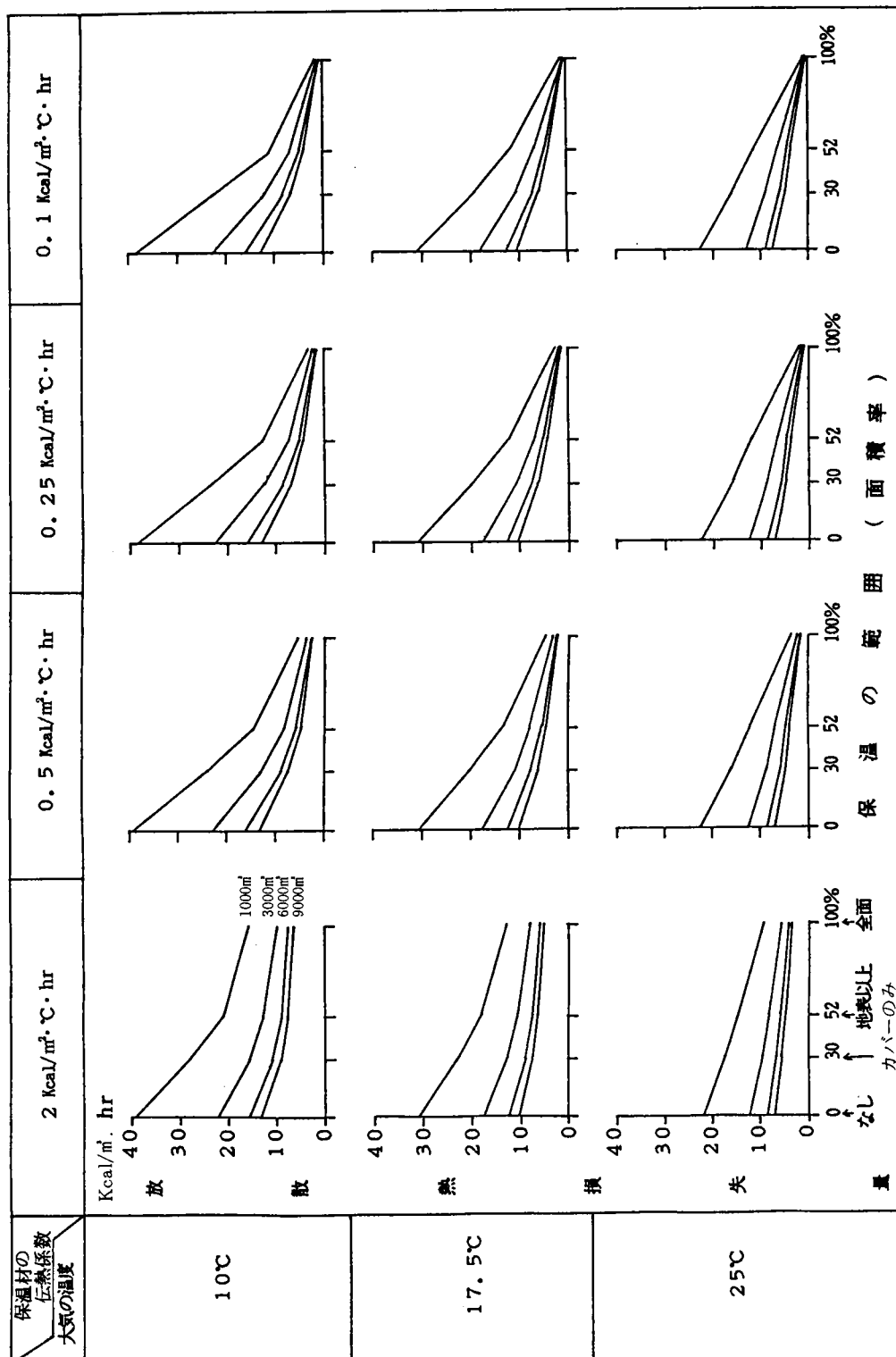


図 3-3-35 保温の範囲の影響

4 運転実績より求めた放散熱量

大阪市における7処理場の昭和52～55年度の消化槽の運転実績より放散熱量を求めて前述の計算結果と比較した。

オイルおよび消化ガスの発生量はそれぞれ $8,800 \text{ kcal}/\ell$ 、 $5,500 \text{ kcal}/\text{m}^3$ とし、また、ボイラ効率は80%と仮定した。そして、消化槽の放散熱損失量（ここでは配管の熱損失量も含んでいる）をボイラによる消化槽加温熱量から投入汚泥の加温に必要な熱量を差し引いて月平均値として求めた。

図3-3-36は、津守処理場の実際の例である。データはかなりばらついてはいるが、放散熱損失量と消化槽内外の温度差の間には大きな相関がみられる。放散熱損失量と消化槽内外の温度差は正比例することから、両者の関係を原点を通る直線で近似し、温度差が 17.5°C の時の放散熱損失量を推定すると $18 \text{ kcal}/\text{m}^3 \cdot \text{hr}$ となる。同様にして、他の6処理場についても、温度差が 17.5°C の時の放散熱損失量を推定した。これらの結果を前述の図3-3-33のうち側壁の地中埋設比率が50%の場合のグラフにプロットしたものが図3-3-37である。実績値と計算値には大巾な差はなく、放散熱損失量の実績値は計算値と同様に槽容量の増大や保温によって放散熱損失量が減少していることがわかる。

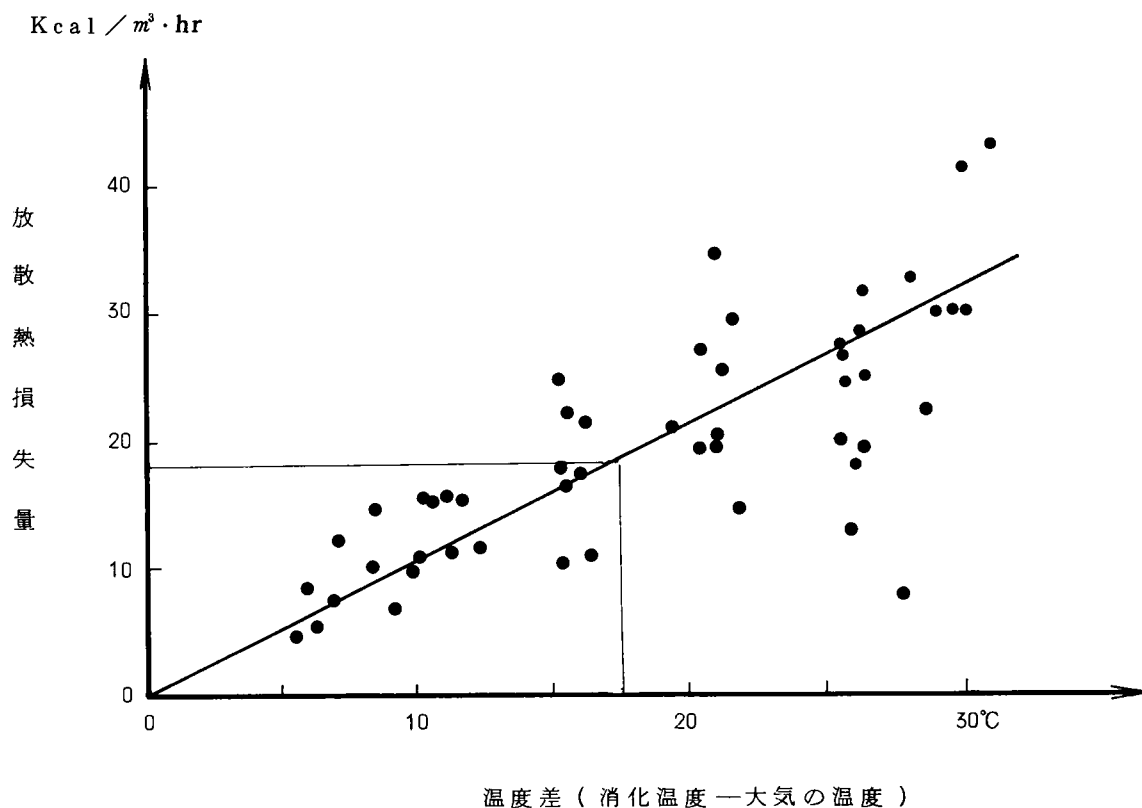


図3-3-36 放散熱損失量の実績Ⅰ
(津守処理場昭和52～55年度)

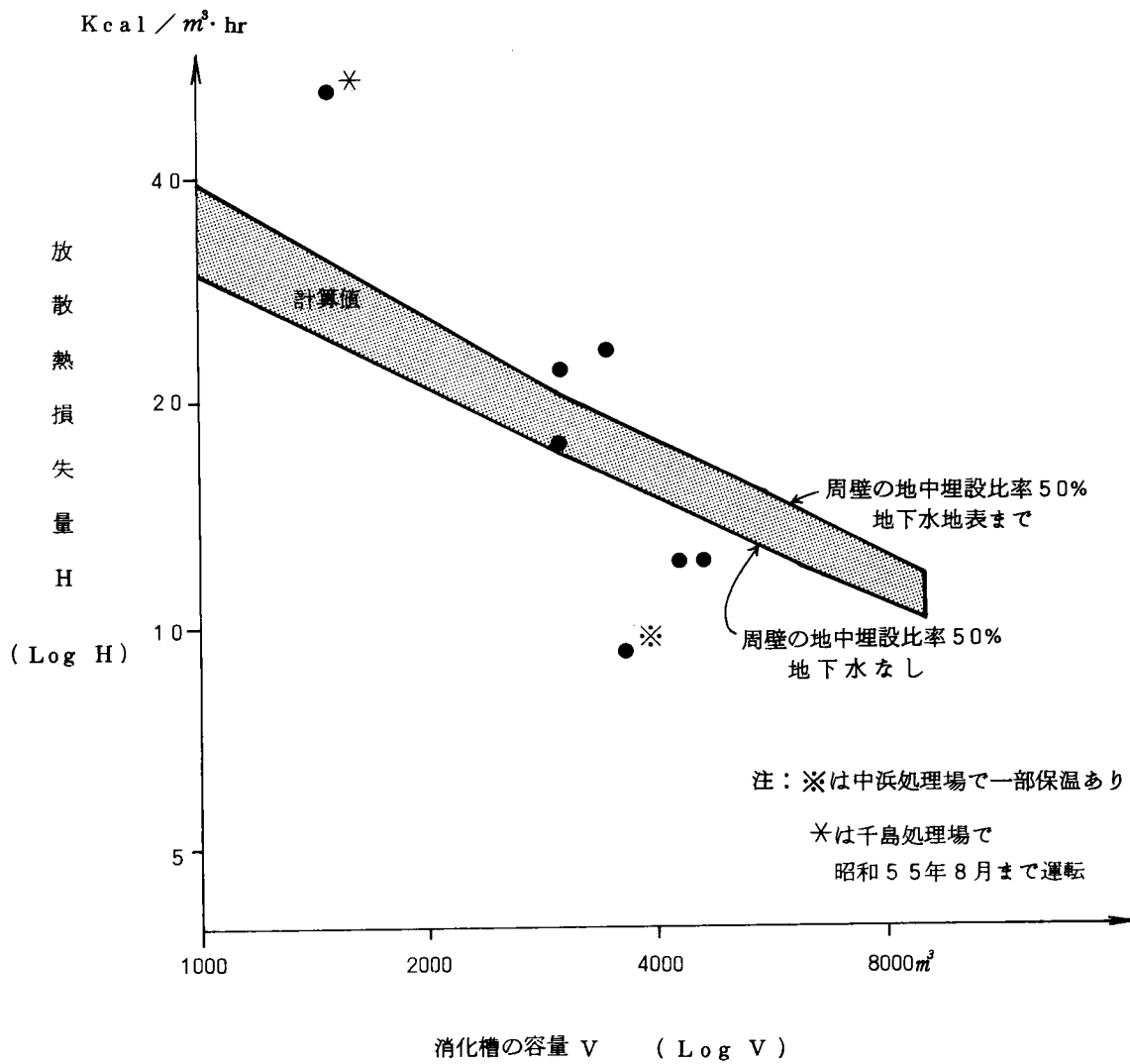


図 3-3-37 放散熱損失量の実績Ⅰ
(大気の温度 17.5°C の場合)

第7節 要約

高濃度消化の実証実験並びに消化槽の放散熱損失量に関する検討から得られた主要な知見は以下のとおりである。

- (1) 高濃度消化で $1.69 \sim 2.52 \text{ kg/m}^3$ 日、従来消化で $0.99 \sim 1.94 \text{ kg/m}^3$ 日の有機物負荷範囲においては、両法の有機物減少率は同程度である。
- (2) 前項の有機物負荷において両法とも、pH、ORP、有機酸は正常な範囲内にある。
- (3) 投入有機物当りのガス発生率は高濃度消化と従来消化で顕著な差は認められないが、投入汚泥量当りのガス発生率は投入汚泥濃度に比例して大きくなる。
- (4) ポンプ攪拌を行っても消化促進における顕著な効果は認められない。
- (5) 消化槽の攪拌を評価する方法として塩化リチウムを用いたトレーサーテストが有効である。
- (6) 消化槽の攪拌は、ガス攪拌とポンプ攪拌を併用することが、槽内のショートパスやデッドゾーンの減少および攪拌動力低減のために有効な手法である。
- (7) 消化汚泥の沈降管による沈降濃縮実験により、消化汚泥濃度が2%程度以下の場合には、4～5日の静置により2倍程度の濃度にすることが可能であるが、3%以上の場合には、10日間の静置によってもほとんど濃縮効果が期待できないことがわかり、高濃度消化においては2次槽を設置せず全槽反応槽にすることが望ましい。
- (8) 消化汚泥の希釈沈降濃縮実験により、汚泥濃度の低い従来消化では攪拌機能を持つ洗浄濃縮操作により汚泥濃度が高まることを期待できるが、消化汚泥濃度が3～4%程度の高濃度消化においては、洗浄濃縮操作により汚泥濃度が低下することが推定された。
- (9) 石灰法および過酸化水素法によるリーフテストの結果、汚泥の脱水性は汚泥濃度の影響が大きく、汚泥濃度の低い従来消化汚泥は高濃度消化汚泥より脱水性が悪いこと、高濃度消化汚泥を洗浄することにより汚泥濃度が大きく低下しなければ洗浄の効果が期待できることがわかった。
- (10) 遠心脱水実験により、高濃度消化汚泥は従来消化汚泥より脱水性が良好と考えられること、洗浄の効果は認められないことがわかった。
- (11) ベルトプレス脱水実験により、高濃度消化汚泥は従来消化汚泥より脱水性が良好と考えられること、洗浄による脱水性の改善はほとんど期待できないことが指摘できた。
- (12) 高濃度消化法においては、真空脱水方式であれば洗浄槽を設置する意味があるが高分子系凝集剤を用いる遠心脱水、ベルトプレス脱水では洗浄槽の設置の効果は期待できない。
- (13) 消化槽において保温を行わない場合に、放散熱損失量に最も大きく影響する設計因子は消化槽の容量であり、1槽当りの消化槽の容量を $3,000 \text{ m}^3$ 以上に大きくすることにより、放散熱損失量を大幅に削減することが可能となる。
- (14) 地下水位や地中埋設比率が、放散熱損失量に及ぼす影響は、 $1,000 \text{ m}^3$ 程度の小容量の

消化槽においてはある程度みられるが、3,000 m^3 以上の消化槽では、その影響は小さい。

- (15) 消化槽の保温は、放散熱損失量削減の大きなポイントであり、保温によって放散熱損失量の大幅な削減が可能となる。この保温に要する施工費は保温エネルギーの削減により2～3年で回収することができる。

参考文献

- 1) 高柳 枝直 「嫌気性消化槽攪拌流速実態調査」 大阪市下水道局技術報告集 No. 5, pp.343～356, 1983
- 2) H.D.Monteith, J.P.Stephenson 「Mixing Efficiencies in Full-Scale Anaerobic Digester by Tracer Methods」 JWPCF, Vol. 53, No. 1, pp.78～84, 1981
- 3) 高柳 枝直 「接触曝気法による下水2次処理」 大阪市下水道局技術報告集 No. 5, pp.45～51, 1983
- 4) 阿部 光雄 等 「分析化学」 Vol. 128, p.700, 1979
- 5) 佐藤 和明 等 「消化タンクの滞留日数に関するトレーサー調査」 第20回下水道研究発表会講演集 pp.589～591, 1983
- 6) A.Cholette, L.Cloutier, 「Mixing Efficiency Determinations for Continuous Flow Systems」 Can. Journal of Chem. Eng., Vol. 37, p.105, 1959
- 7) Octave Levenspiel 「Chemical Reaction Engineering」 John Wiley and Sons.Inc., New York, 1962
- 8) 谷 和夫 「過酸化水素添加による汚泥脱水法」 下水道協会誌 Vol. 16, No. 178, pp.40～51, 1979
- 9) 村上 忠弘 「汚泥研究年報」 理工新社 p 7, 1983
- 10) 建設省監修「下水道施設設計指針と解説」 日本下水道協会 pp.449～456, 1984

結言

高濃度消化法の導入に当って、高濃度汚泥を得るための汚泥濃縮方法について実験装置を用いて検討を行ない、また、嫌気性消化において有機物減少率の向上を図るための要因を明らかにするため実験室的に基本的な検討を行なうとともに、高濃度消化の設計ならびに最適運転条件を確立するために実験装置および実施設を用いて種々検討を行なった。

汚泥濃縮においては、近年の汚泥性状の推移から、今後とも重力濃縮では3%程度が限度であると考えられ、さらに高濃度の汚泥を得るためには、遠心濃縮などの機械濃縮方法の導入が必要であると考えられる。

3種の濃縮方法について消費エネルギー面から比較すると重力濃縮が最も少なく、次いで遠心濃縮、加圧浮上濃縮の順であり、濃縮効果の面では遠心濃縮が最も高濃度の汚泥が得られ、次いで加圧浮上濃縮、重力濃縮の順になる。

濃縮方法の選択に当っては、単に単位プロセスの経済性、濃縮性の比較だけでなく、設置面積、操作性、騒音、振動、臭気等の環境対策、対象汚泥の性状（初沈汚泥、余剰汚泥、混合汚泥）ならびに将来の汚泥性状の変化に対する適応性等を考慮するとともに、脱水および最終処分の形態等をも含めた汚泥処理全体のシステムとして検討する必要がある。そして、総合評価により、重力、遠心濃縮および加圧浮上濃縮の単一またはその組合せを選択せねばならない。

基礎実験結果から、有機物減少率および投入有機物当りのガス発生量は、投入汚泥の有機物含有率と消化日数に大きく影響されることが確認されたが、投入汚泥の性状は、流入下水の水質および水処理施設の運転によって規定されるため、汚泥性状を任意に改善することはできない。

しかし、汚泥処理工程の施設のあるいは維持管理上の不備により、汚泥分離水の水質が悪化して、水処理工程への返流水負荷が大きくなっているような場合には、それを改善することにより、汚泥性状の改質を図ることができ、消化効率の向上が期待できるものと考えられる。

また、発生汚泥の約 $\frac{1}{2}$ を占める余剰汚泥は、初沈汚泥に比べて有機物含有率は高いが有機物減少率およびガス発生量は初沈汚泥よりも低く、消化効率を今後さらに向上させるためには、余剰汚泥の性状改善を図ることも有効な手段であると考えられる。

高濃度消化に関する基礎実験ならびに実証実験の結果から、汚泥濃度を約6%、有機物負荷を $2.5\text{ kg}/\text{m}^3$ 日程度まで上昇させても、従来法と同様の消化効率を得られ、また、投入汚泥量当りのガス発生量を大幅に増加できることが明らかとなった。

消化反応に及ぼす攪拌の影響については、投入汚泥と種汚泥が十分に混合できれば、それ以後の攪拌は、あまり重要でないことが明らかになった。従って、攪拌は、反応速度の促進等の消化反応に及ぼす影響は少ないが、反応槽内でのショートパスの防止やデッドゾ

ーの減少の点で評価すべきである。消化槽は一般に24時間連続攪拌をしている場合が多いが、ショートパスの防止やデッドゾーンの減少さえできれば、間欠的な攪拌を行うことにより省エネルギー化が可能である。

消化日数は、投入有機物当りのガス発生量からすれば、20日程度が適当と考えられるが、消化汚泥の沈降性および濃縮性の面からは長くなる程改善されることが示された。一方、高濃度消化汚泥は、長時間の静置によっても沈降濃縮効果がないことから、2次槽および洗浄槽の設置を省略できることが明らかとなった。

従って、高濃度消化における脱水は、洗浄工程の必要な真空脱水方式よりも、未洗浄でも脱水効率の低下しない遠心脱水やベルトプレス脱水が有利になると考えられる。

消化槽の設計において、消化槽からの放散熱損失量をできるだけ少なくすることが省エネルギーおよび消化ガス利用の面から重要であり、放散熱損失量に及ぼす影響因子の検討結果から、放散熱損失量に最も大きな影響を及ぼす因子は消化槽容量で、3000~6000 m^3 程度に大きくすると熱損失量を大幅に減少させることができるが、それ以上に大きくしてもあまり効果は期待できないことがわかった。

また、保温は極めて効果的であり、伝熱係数が0.5 $Kcal/m^2 \cdot ^\circ C \cdot hr$ 以下の値が得られる保温材の使用により、放散熱量の大幅な削減効果が得られることがわかった。

第4編 汚泥処理システム評価

緒言

汚泥処理システムを構成するプロセスには濃縮・消化・調質（薬注）・脱水・焼却等がある。また、各プロセスにおいても、近年の技術革新によって数多くのユニット、例えば濃縮プロセスにおいては加圧浮上濃縮や遠心濃縮等が実用化されている。このため、汚泥処理システムの評価に当っては、多種多様のユニットおよびプロセスの組合せを、それぞれひとつのシステムとしてとらえ、総合的に評価していくことが非常に重要である¹⁾。

しかし、これまで汚泥処理システム解析に必要な基礎データの集積が少なく、また解析方法が複雑なことから設計に際してシステムの最適性の評価が困難であり、資料収集とシステムの評価手法の確立が強く望まれているところである^{2),3)}。

近年、大阪市では濃縮汚泥濃度が経年的に低くなっていることへの対応、消化プロセスの位置付け、さらに脱水機種を選択等の検討に際し、各プロセスやユニットについての文献調査、室内および実施設実験を行い、基礎データの集積と解析を行なってきた^{4),5),6),7),8),9),10),11)}、これらの情報を基に汚泥処理システム評価の研究に取り組んできた。

本研究では、汚泥処理システム評価の解析手法を明らかにし、これに基づき経済性、エネルギー消費量、管理人件費、所要面積ならびに臭気等の因子を総合的に評価し、さらに汚泥性状変動がシステムに大きな影響を与えることから、重力濃縮汚泥の性状変化が汚泥処理システムの経済性等に与える影響についても検討した。

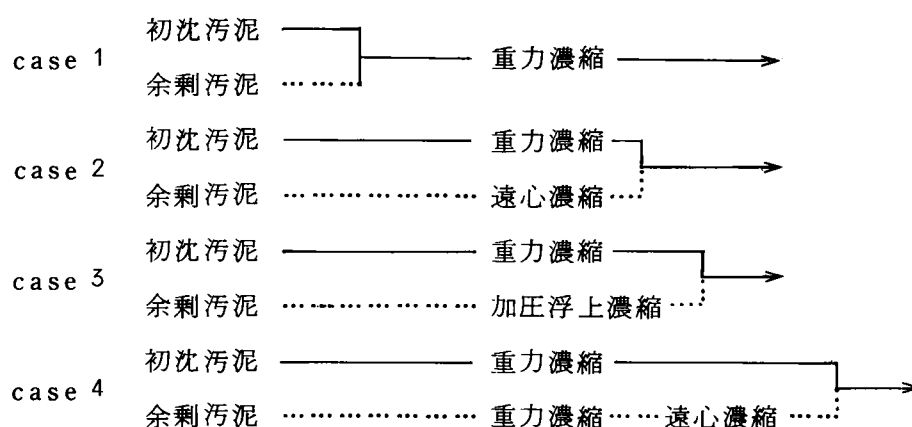
第1章 比較対象システム

大阪市を初め、一般的に採用されている汚泥処理の基本的なプロセスは表4-1-1の上段に示す濃縮・消化・調質（薬注）・脱水・焼却であり、また、下段にユニットの種別を示し、本研究ではこれらの組合せによるものを比較対象システムとした。

ここで選んだ対象汚泥処理システムの規模は、大阪市の下水処理場の平均的な規模を考慮し、流入下水量20万 m^3 /日、処理汚泥乾固形物量(DS)を30 ton/日とした。

第1節 比較対象システムの選定

比較対象システムの選定は表4-1-1に従うものとし、プロセスのうち濃縮プロセスでは、



の4種を、消化プロセスでは消化方式と生方式の2種を、さらに脱水プロセスでは次の5種を選定した。

- (1) 真空脱水方式（消石灰＋塩化第2鉄、以下石灰法と呼ぶ）
- (2) 真空脱水方式（過酸化水素＋硫酸第1鉄、以下過水法と呼ぶ）
- (3) 加圧脱水方式（石灰法）
- (4) ベルトプレス脱水方式（高分子凝集剤、以下ポリマ法と呼ぶ）
- (5) 遠心脱水方式（ポリマ法）

表4-1-1 汚泥処理のプロセスとユニット

プロセス	濃 縮	消 化	調 質	脱 水	焼 却	最終処分
ユ ニ ッ ト	重 力 濃 縮 加圧浮上濃縮 遠 心 濃 縮	消 化	洗 浄 薬品注入	真空脱水 （石灰法） 真空脱水 （過水法） 加圧脱水 （石灰法） ベルトプレス脱水 （ポリマ法） 遠心脱水 （ポリマ法）	立形多段炉	海面埋立

そして、これらのプロセスを組合せた40種類のシステムについて比較検討を行った。

なお、湿式酸化や多重効用蒸発缶プロセスなどの特殊プロセスや、近年実用化されつつある流動焼却炉については、実績数も少なく、その基礎データも少ないので、比較対象外とした。

第2節 評価解析手順

評価因子としては、経済性事項・各種エネルギー消費量・管理人件費・所要面積および臭気を選んだ。

解析手順を図4-1-1に示すが、以下これについて述べる。

ステップ1：比較対象のシステム選定は表4-1-1に従い、それぞれの固形物収支を作成する。固形物回収率はユニット毎に定率とし、プロセス*i*の装置の回収率は η_i とし、図4-1-2に固形物収支算定方法を示す。ここに示す各値は、後述の大阪市下水道局設計基準書（以下、市設計基準と呼ぶ）に準拠したものである。

流入乾固形物は水処理で除去されるが、初沈汚泥、余剰汚泥の発生乾固形物量をともに X_0 とする。

また、場内返流による汚泥量を $\sum_{i=1}^4 R_i$ とし、これは全量初沈汚泥として除去されるものとする。

消化槽における有機物減少率は、大阪市の解析データに基づき、有機物含有率を変数として次式より求めた。

$$\text{有機物減少率}(\%) = 0.66 \times \text{有機物含有率}(\%) - 4.46 \dots\dots\dots (4.1)$$

ステップ2：各ユニットの容量と設備台数（予備を含め）は、各システムの固形物収支と予備も含め）から市設計基準を用いて決定した。脱水容量決定に必要な汚過速度、薬注率および脱水ケーキ含水率は、大阪市の解析データに基づき供給汚泥濃度の関数として表わした第2編第3章の表2-3-1の各式により求めた。

ステップ3：各ユニットの建設費用は、過去の大阪市の工事費の実績から建設費原単位を作成し、これを基に算定した。

ステップ4：ある構成されたシステムに必要な維持管理費を処理原価と呼ぶこととする。これは起債利子、減価償却費および現場管理費（電力費、燃料費、薬品費等）からなるものである。その関係を次式に示す。

$$\text{処理原価} = \text{起債利子} + \text{減価償却費} + \text{現場管理費} \dots\dots\dots (4.2)$$

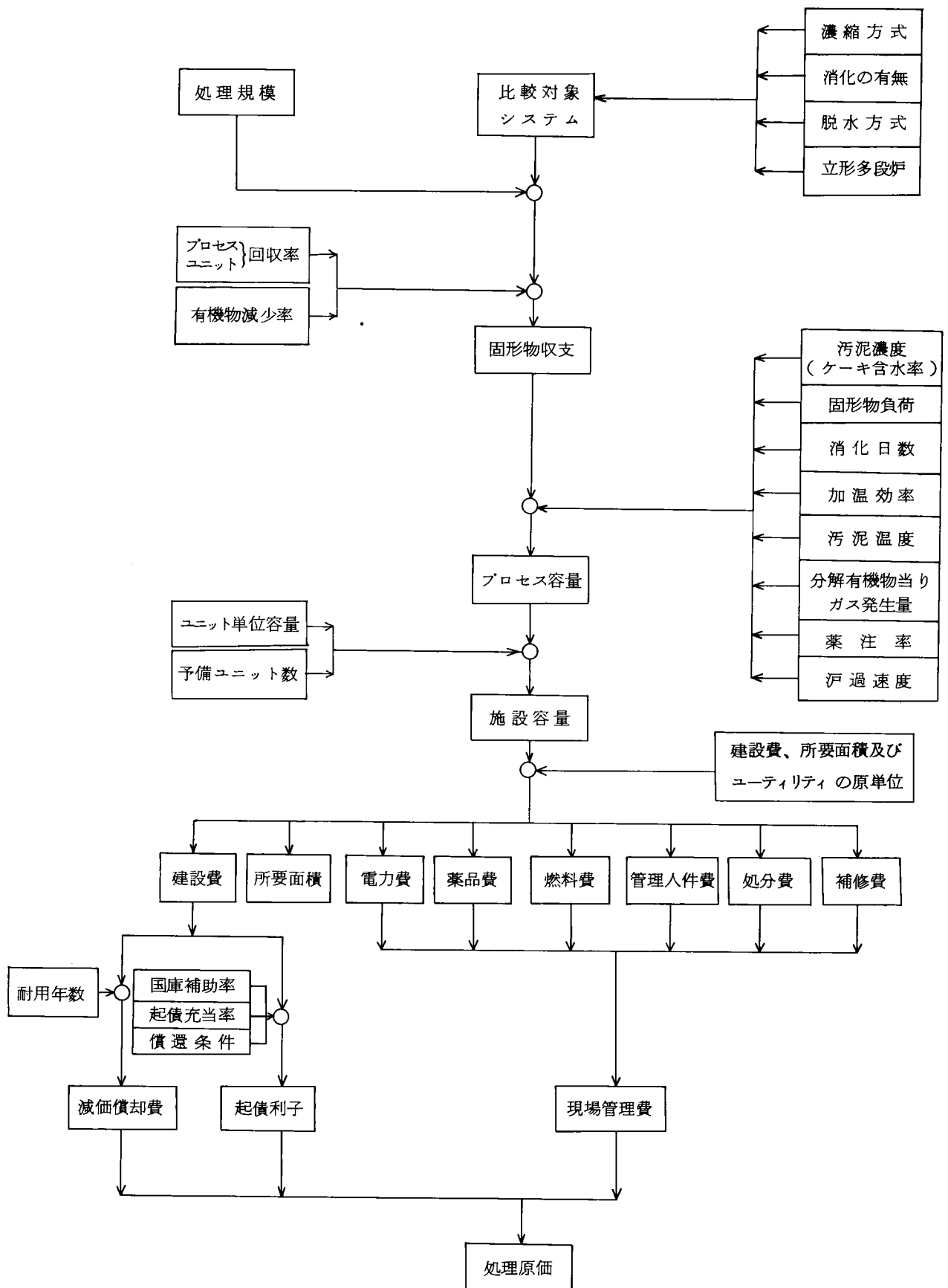


図4-1-1 システム評価解析手順

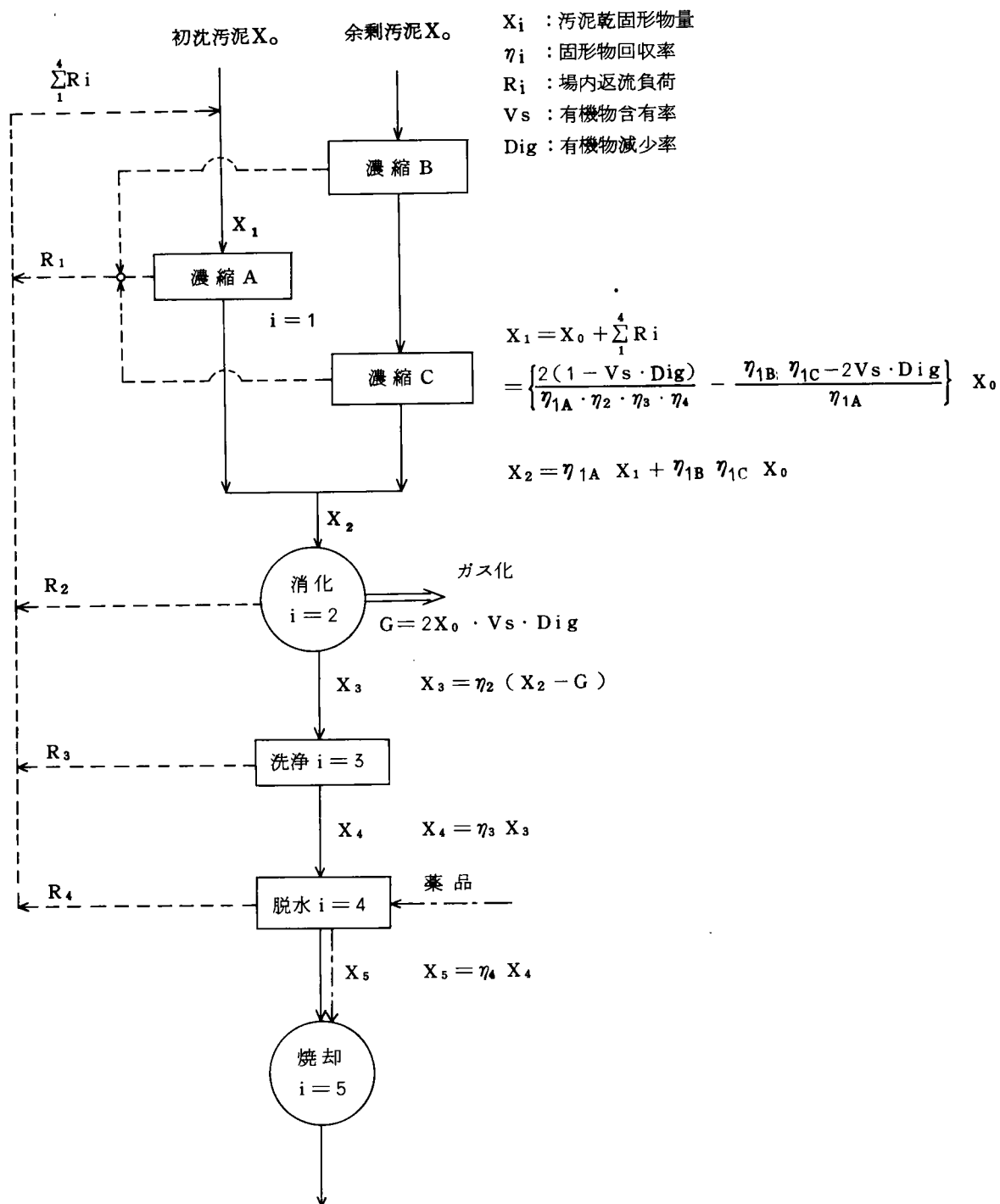


図4-1-2 固形物収支算定方法

第3節 設計条件

施設容量は固形物収支に基づき市設計基準に準拠して決定した。その設計条件を表4-1-2に示した。

表 4-1-2 設計条件

濃縮	固形物負荷 汚泥濃度	70 kg/m ² ・日 投入汚泥濃度 引抜汚泥濃度 初沈汚泥 10,000 mg/ℓ 40,000 mg/ℓ 余剰汚泥 5,000 mg/ℓ 15,000 mg/ℓ 混合汚泥 計算による 30,000 mg/ℓ	洗 淨	固形物負荷 洗淨形式	60 kg/m ² ・日 1段洗淨(洗淨水量は投入汚泥の4倍) 但し、高分子凝集剤を用いるベルトプレス脱水 および遠心脱水では洗淨せず
	回収率 規模	90 % 直径 20 m以下		回収率 洗淨汚泥濃度 規模	90 % 30,000 mg/ℓ 重力濃縮引抜き汚泥濃度と同値 直径 15 m以下
	対象汚泥 濃縮汚泥濃度 回収率 予備台数	余剰汚泥のみを原則とする 50,000 mg/ℓ 90 %		ケーキ含水率 薬品注入率 戸過速度	脱水の供給汚泥濃度の関数として、表 2-3-1 に示す
	容 量 運 転 時 間	常用 1~3 台 予備 1 台 " 4 台以上 " 2 台 30 m ² /hr・台 23 hr/日・台		回 収 率	① 真空脱水機 ベルトプレス 脱水機 加圧脱水機 } ② 遠心脱水機 98 % 95 %
加圧浮上濃縮	対象汚泥 濃縮汚泥濃度 回収率 固形物負荷 規模 運 転 時 間	余剰汚泥のみを原則とする 35,000 mg/ℓ 95 % 120 kg/m ² ・日 巾 4 m×長 (15~16) m/基 24 hr	注 ・ 脱 水	予 備 台 数	① 真空脱水機、ベルトプレス脱水機、加圧脱水機 常用 1~4 台 予備 1 台 " 5~8 " 2 台 " 9 以上 " 3 台 ② 遠心脱水機 常用 1~3 台 予備 1 台 " 4 台以上 " 2 台
	消 化 日 数	T: 30 日(2 段消化) 20 日(1 段消化) $T = \frac{V}{Q}$ V: 消化槽容量(m ³) Q: 投入汚泥量(m ³ /日)		容 量	真空脱水機 33 m ² /台 加圧脱水機 150 m ² /台 ベルトプレス脱水機 3 m幅/台 遠心脱水機 30 m ² /hr・台
	有機物減少量 有機物含有率 有機物減少率 引抜汚泥濃度	発生固形物量×有機物含有率×有機物減少率 70 % 0.66×有機物含有率(%) - 4.46 a. 機械濃縮の場合、脱離液を出さないこと を原則とする。従って計算による。 b. その他の場合 30,000 mg/ℓ (投入汚泥濃度と同じ)		運 転 時 間	① 真空脱水機 ベルトプレス 脱水機 加圧脱水機 } 21 hr/日・台 ② 遠心脱水機 23 hr/日・台
	回 収 率	a. 100 % b. 85 % ($\frac{\text{引抜DS}}{\text{投入DS}-\text{ガス化DS}} = 0.85$)		運 転 時 間	24 hr/日 ただし 330 日/年
消 化 槽	容 量	5,000 m ³ /槽~6,500 m ³ /槽	焼 却 ・ 其 他 汚 泥 物 性	密 度	脱水ケーキ(見掛け) ρ = 1.0 ton/m ³ 焼却灰 (見掛け) ρ = 0.6 ton/m ³ 同上搬出灰(見掛け) ρ = 1.0 ton/m ³ 含水率 30 %
	ガス発生量	有機物減少量を基準に算出する。 1.0 N m ³ /kg-分解有機物量			
	貯 留 時 間	6 時間: 焼却炉、消化ガス発電併設のとき 12 時間: その他			
	容 量	2,000 m ³ ~5,000 m ³			
化 加	方 式	外部加温方式又は内部直接蒸気吹込方式	温		
	ボイラ容量	汚泥を 10℃ から 35℃ に加温する容量 消化槽加温の総括熱効率 = $\frac{\text{正味汚泥の加温に寄与する熱量}}{\text{ボイラに供給する熱量}} = 50 \%$ (但しエネルギー収支においては 70%とする) 蒸気エンタルピ 600 kcal/kg 5 ton 蒸気/hr・台 23 hr/日			

第2章 処理システムの費用算定方法

第1節 建設費

建設費の原単位は、大阪市の実績に日本銀行調べの一般機器の卸売物価指数¹²⁾を乗じて昭和59年度の価格に修正した。

建設費は後述の減価償却費に関係するため、耐用年数の異なる土木・建築と機械・電気設備の2グループに分けて表4-2-1に示す値を用いた。

表4-2-1 建設費の原単位

昭和59年度単価に修正

施設名	施設容量単位	土木・建築	機械・電気	計
重力濃縮槽	表面積 m^2	56 万円/ m^2	24 万円/ m^2	80 万円/ m^2
遠心濃縮機	30 m^2 / hr・台	7,500 万円/台	19,800 万円/台	27,300 万円/台
*加圧浮上濃縮槽	処理量 m^3 / hr	140 万円/ m^3 / hr	349 万円/ m^3 / hr	489 万円/ m^3 / hr
消化槽	槽容積	5.3 万円/ m^3	2.3 万円/ m^3	7.6 万円/ m^3
ガスタンク	タンク容積	0.17 万円/ m^3	4.6 万円/ m^3	4.77 万円/ m^3
ボイラ	5 ton / hr・台	4,000 万円/台	7,700 万円/台	11,700 万円/台
洗浄槽	表面積 m^2	56 万円/ m^2	24 万円/ m^2	80 万円/ m^2
真空脱水機 (含急冷)	33 m^2 / 台	8,400 万円/台	16,500 万円/台	24,900 万円/台
*ベストプレス脱水機 (含急冷)	3 m 巾 / 台	13,500 万円/台	21,700 万円/台	35,200 万円/台
*加圧脱水機	150 m^2 / 台	11,500 万円/台	44,900 万円/台	56,400 万円/台
遠心脱水機	30 m^2 / hr・台	10,000 万円/台	28,000 万円/台	38,000 万円/台
多段炉	焼却量 ton / 日	140 万円 / ton / 日	1,450 万円 / ton / 日	1,590 万円 / ton / 日

*印は、メーカーヒヤリング調査

第2節 起債利子

起債利子は国庫補助率 $\frac{2}{3}$ 、起債充当率85%および30年元利均等償還として次式より求めた。

$$\text{起債利子 (円/年)} = \text{建設費} \times \frac{1}{3} \times 0.85 \times 1.478 / 30 \text{ 年} = 0.01396 \times \text{建設費} \cdots (4.3)$$

第3節 減価償却費

減価償却費は土木・建築構造物の耐用年数を50年、機械電気設備を20年とし、残存価値は当初の建設価格の10%として次式より求めた。

$$\begin{aligned} \text{減価償却費(円/年)} = & \frac{(\text{土木・建築に係る建設費}) \times 0.9}{50 \text{ 年}} \\ & + \frac{(\text{機械・電気に係る建設費}) \times 0.9}{20 \text{ 年}} \dots\dots\dots (4.4) \end{aligned}$$

第4節 現場管理費

現場管理費は次の主要6項目とした。

- (1) 電力費
- (2) 管理人件費
- (3) 薬品費(脱水調質用の消石灰等)
- (4) 燃料費(ボイラおよび焼却炉の補助燃料)
- (5) 処分費(運搬、投棄料)
- (6) 補修費

上記の各項目ごとに、その算定法について以下に述べる。

1 電力費

各システムで使用される電力使用量は表4-2-2に示したユニット毎の原単位より算出した。

表4-2-2 電力使用量原単位

プロセス	ユ ニ ッ ト	原 単 位
濃 縮	重 力	0.057 kWh/m ³ 汚泥 (5,000 mg/l)
	加 圧 浮 上	125 kWh/ton・DS
	遠 心	80 kWh/ton・DS
消 化	消化(重力濃縮)	3.1 kWh/m ³ 汚泥
	消化(機械濃縮)	4.9 kWh/m ³ 汚泥
脱 水	真空(石灰法)	4.1 kWh/m ³ 汚泥
	" (過水法)	7.4 kWh/m ³ 汚泥
	*加 圧	6.2 kWh/m ³ 汚泥
	ベルトプレス	5.0 kWh/m ³ 汚泥
	遠 心	3.1 kWh/m ³ 汚泥
焼 却	多 段 炉	54.4 kWh/ton ケーキ (内脱臭用 11 kWh/ton ケーキ)

*印はメーカーヒヤリング調査

電力費はこの電力使用量原単位に固形物収支計算より得られた処理汚泥量（ m^3 /日等）を乗じて1日当りの電力使用量（ kWh /日）を求め、さらに表4-2-3に示した電力単価を乗じて算出した。

以下の項目についても、表4-2-3に示した単価を使用した。

表4-2-3 単 価¹³⁾

項 目		単 価
電 力 費		17.4円/ kWh
ケーキ・ 灰処分	陸上運搬費	2,450円/ton
	海上運搬費	1,720円/ton
	投棄料	2,350円/ton
脱水薬品	消石灰	20,600円/ton
	硫酸第1鉄 (購入品41%)	純分当り 9,100円/ton
	塩化第2鉄 (購入液38%)	純分当り 54,500円/ton
	過酸化水素 (購入液35%)	純分当り 371,000円/ton
	高分子	1,190円/ kg
燃 料	灯 油	63円/ ℓ
人 件 費		6,720,000円/人・年

2 管理人件費

管理人件費はその算定条件として、施設を24時間稼働4班3交代勤務体制をもとに、各ユニットの運転台数 n の関数として次式より管理人員を求め、単価を乗じて算定した。

各ユニットの管理人員は次のとおりとする。

$$\text{重力、加圧浮上、遠心濃縮} \quad \{0.5 + 0.25(n-1)\} \times 4$$

$$\text{消化槽（加温用ボイラ含む）} \quad \{1 + 0.25(n-1)\} \times 4$$

$$\text{洗浄槽} \quad \{0.5 + 0.25(n-1)\} \times 4$$

$$\text{脱水機} \quad \{3 + 0.5(n-1)\} \times 4$$

$$\text{焼却炉} \quad \{3 + 2(n-1)\} \times 4$$

3 薬品費

薬品費は物質収支および表2-3-1より求めた薬品量に単価を乗じて算定した。

4 燃料費

燃料費は消化槽加温用ボイラ燃料および焼却炉補助燃料に要する費用であり、消化方式においては消化ガスの利用によっても賄えない不足分を燃料費とした。

オイル量は次のエネルギー計算で求めた。

必要オイル量 (ℓ /日)

$$= \{ \text{消化槽加温エネルギー } H_1 \text{ (kcal/日)} \\ + \text{焼却炉補助エネルギー } H_2 \text{ (kcal/日)} \\ - \text{消化ガス発生量 (m}^3\text{/日)} \times 5500 \text{ kcal/m}^3 \} \times 1 / h_f \dots\dots\dots (4.5)$$

$$H_1 = \frac{Q \times \rho \times C_p \times \Delta T}{\eta_o} \dots\dots\dots (4.6)$$

$$H_2 = S \times X \times h_f \dots\dots\dots (4.7)$$

式(4.7)において、Xは焼却炉における熱収支より、第2編第4章第1節で述べたように次式で表わせる。

$$X = 131.2 - 0.0129(100 - W) \{ (5.963 - m) V_s + 87.57 \} \dots\dots (2.16)$$

ここに、

h_f : オイル発熱量 (kcal/ℓ) = 8800

Q : 消化槽投入汚泥量 (m^3 /日)

ρ : 汚泥比重量 (kg/m^3) = 1000

C_p : 汚泥比熱 ($\text{kcal}/\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}$)

ΔT : 加温温度差 ($^\circ\text{C}$) = 17

= 消化槽加温温度 (35°C) - 大阪市の流入下水年間平均温度 (18°C)

η_o : 消化系総括熱効率 ($\eta_B \cdot \eta_T$) = 0.7

S : 脱水ケーキ量 ($\text{ton}/\text{日}$)

X : 脱水ケーキ1 ton焼却するのに必要なオイル量 (ℓ/ton)

W : ケーキ含水率 (%)

m : 空気比 (多段炉 $m = 2$)

V_s : ケーキ固形物中の有機物含有率 (%)

なお、ポリマ脱水法によるケーキを焼却する場合、第2編第3章の表2-3-2に示したように排ガスの臭気濃度が高いため、その脱臭用として $9 \ell/\text{ton}$ のオイルを加算する。

5 処分費

最終処分の形態は脱水ケーキを焼却後海面埋立するものとして、処分費には次の3種の経費を計画した。

- (1) 積出基地への陸上運搬費
- (2) 埋立地への海上運搬費
- (3) 埋立地での投棄料

運搬費の算定にあたっては、焼却灰の飛散防止のために加湿（含水率30％）するものとし、また、焼却炉の停止期間中は脱水ケーキで処分することとした。

6 補修費

補修費は、機械・電気設備の修繕および潤滑油脂類、脱水戸布等の消耗品の購入に係る経費であり、大阪市の実績から次式により算出した。

$$\text{補修費(円/年)} = 0.024 \times \text{機械・電気設備の建設費(円)} \dots\dots\dots (4.8)$$

第3章 システムの評価因子の算定結果と考察

第1節 建設費

建設費の算定結果を図4-3-1に示す。

消化と生方式を比較してみると、生方式は、脱水・焼却プロセスにおける建設費が消化方式に比べて大きくなるが、建設費の総額は消化方式に比べ全般的に5～40%安くなっている。特に、濃縮プロセスで重力濃縮だけを採用している場合(case 1)、消化プロセスの建設費は総額の40～50%を占め、脱水方式に関係なく高い比率となっている。

消化方式の場合、機械濃縮を取り入れたcase 3, 4の建設費総額は重力濃縮case 1に比べ、15～20%削減できる。しかし、低濃度の汚泥を遠心濃縮に適用するcase 2の場合には消化プロセスの建設費は削減できるものの、濃縮プロセスの建設費が大きく、建設費総額はcase 1とほとんど変わらない。

他方、生方式において機械濃縮を導入したcase 3, 4の場合には、建設費総額が重力濃縮のみのcase 1に比べ必ずしも減少することにはならず、むしろ5～10%程度増加を示している場合が多い。この原因は機械濃縮によって汚泥濃度を高くすることにより、脱水効率が上がり脱水機設置台数は少なくできるが、それにも増して濃縮プロセスでの投資費用が大きくなるためである。

脱水方式別にみた建設費総額は遠心脱水方式が最も安くなっている。消化方式においては5～30%、生方式では10～35%他機種より安い傾向を示した。

第2節 電力使用量

電力使用量の算定結果を表4-3-1に示す。

消化と生方式を比較してみると、一般に生方式は消化方式に比べ10～20%少ない電力使用量となっている。これは、消化方式においては、固形物の減少による脱水・焼却での電力の削減傾向が一般的に見られるものの、その効果が消化プロセスで使用する電力量に比べ小さいことによっている。今回のモデルは消化槽攪拌用のガスブロワを24時間連続運転として電力量を算定したが、消化プロセスでの電力使用量がシステム全体の25～30%を占めるため、消化機能の減退を招かない範囲でその削減の可能性について間欠攪拌方式の検討を行なっている。

機械濃縮の導入によるシステム全体の電力使用量の変動に及ぼす影響は一般的に小さい。遠心濃縮(case 2.4)と加圧浮上濃縮(case 3)を比較すると、加圧浮上濃縮を導入したシステムは使用電力量が大きくなっている。これは加圧浮上濃縮は使用電力原単位が大きいことと、得られる汚泥濃度が遠心濃縮に比べ小さいので、後続の消化や脱水プロセスでの電力使用量を抑制する効果が小さいためである。

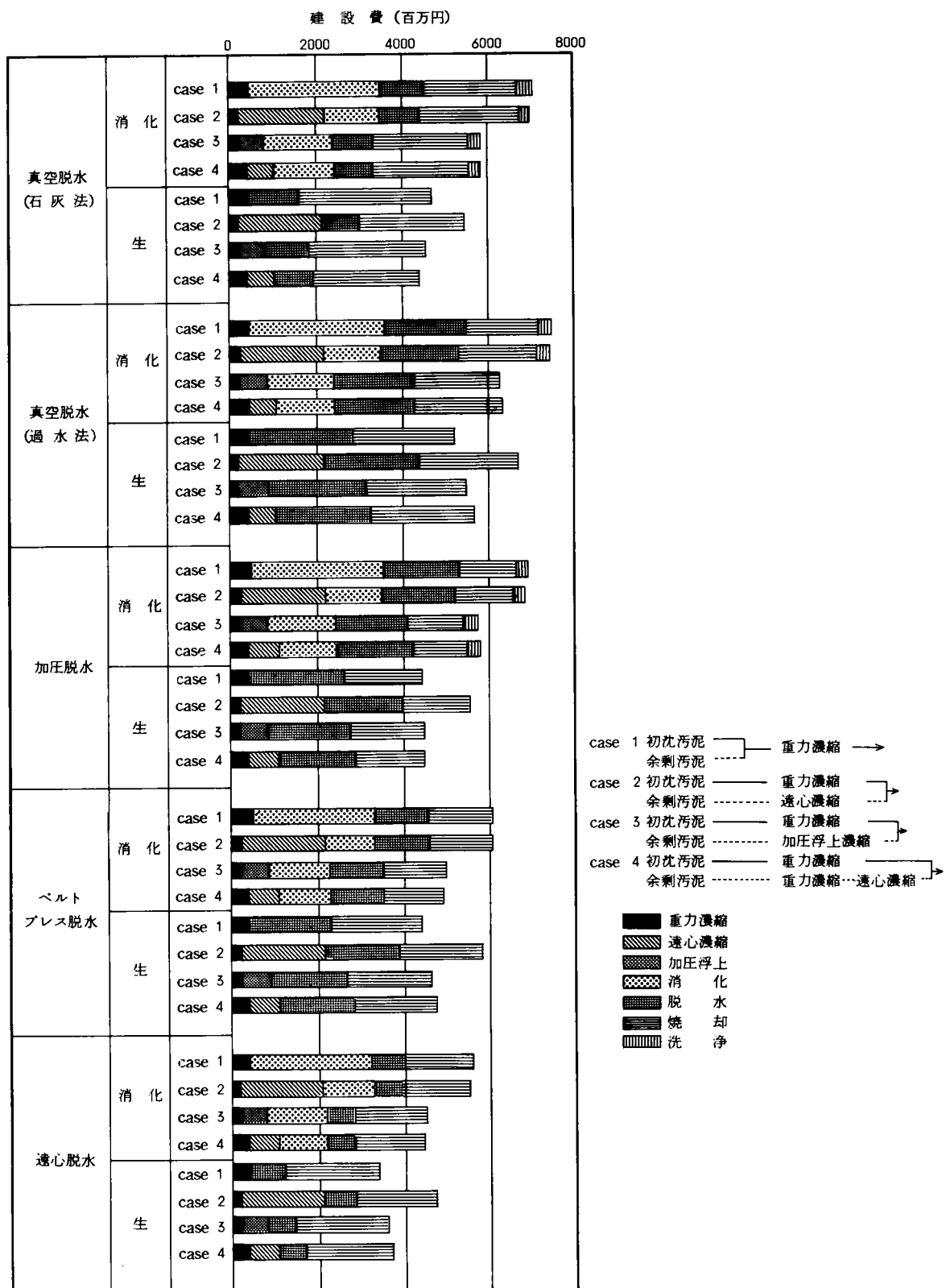


図 4 - 3 - 1 建設費

表 4 - 3 - 1 電力使用量

(kWh/日)

	消 化 方 式				生 方 式					
	case 1	case 2	case 3	case 4	case 1	case 2	case 3	case 4		
真空脱水 (石灰)	重力濃縮	481.1	254.6	245.1	442.7	重力濃縮	400.0	229.0	219.5	417.1
	遠心濃縮	0.0	1,200.0	0.0	1,080.0	遠心濃縮	0.0	1,200.0	0.0	1,080.0
	加圧浮上	0.0	0.0	1,875.0	0.0	加圧浮上	0.0	0.0	1,875.0	0.0
	消 化	3,924.6	3,787.7	4,365.9	3,817.1	消 化	0.0	0.0	0.0	0.0
	脱 水	3,054.5	3,054.5	3,054.5	3,054.5	脱 水	4,317.3	2,943.8	3,407.1	3,009.4
	焼 却	7,256.8	7,256.8	7,256.8	7,256.8	焼 却	10,250.2	8,036.8	8,969.5	8,094.7
	洗 浄	283.2	283.2	283.2	2,832	洗 浄	0.0	0.0	0.0	0.0
	計	15,000.2	15,836.8	17,080.5	15,934.3	計	14,967.5	12,409.6	14,471.1	12,601.2
真空脱水 (過水)	重力濃縮	481.1	254.6	245.1	442.7	重力濃縮	400.0	229.0	219.5	417.1
	遠心濃縮	0.0	1,200.0	0.0	1,080.0	遠心濃縮	0.0	1,200.0	0.0	1,080.0
	加圧浮上	0.0	0.0	1,875.0	0.0	加圧浮上	0.0	0.0	1,875.0	0.0
	消 化	3,924.6	3,787.7	4,365.9	3,817.1	消 化	0.0	0.0	0.0	0.0
	脱 水	5,513.0	5,513.0	5,513.0	5,513.0	脱 水	7,792.2	5,313.2	6,149.4	5,431.6
	焼 却	5,696.9	5,696.9	5,696.9	5,696.9	焼 却	8,052.6	7,746.9	7,878.7	8,052.6
	洗 浄	283.2	283.2	283.2	283.2	洗 浄	0.0	0.0	0.0	0.0
	計	15,898.8	16,735.4	17,979.1	16,832.9	計	16,244.8	14,489.1	16,122.6	14,981.3
加 圧 脱 水	重力濃縮	481.1	254.6	245.1	442.7	重力濃縮	400.0	229.0	219.5	417.1
	遠心濃縮	0.0	1,200.0	0.0	1,080.0	遠心濃縮	0.0	1,200.0	0.0	1,080.0
	加圧浮上	0.0	0.0	1,875.0	0.0	加圧浮上	0.0	0.0	1,875.0	0.0
	消 化	3,924.6	3,787.7	4,365.9	3,817.1	消 化	0.0	0.0	0.0	0.0
	脱 水	4,619.0	4,619.0	4,619.0	4,619.0	脱 水	6,528.6	4,451.6	5,152.2	4,550.8
	焼 却	4,152.8	4,152.8	4,152.8	4,152.8	焼 却	5,870.8	5,359.6	5,580.9	5,375.4
	洗 浄	283.2	283.2	283.2	283.2	洗 浄	0.0	0.0	0.0	0.0
	計	13,460.7	14,297.3	15,541.0	14,394.8	計	12,799.4	11,240.2	12,827.6	11,423.3
ベ ル ト プ レ ス 脱 水	重力濃縮	444.1	223.2	213.6	411.3	重力濃縮	400.0	229.0	219.5	417.1
	遠心濃縮	0.0	1,200.0	0.0	1,080.0	遠心濃縮	0.0	1,200.0	0.0	1,080.0
	加圧浮上	0.0	0.0	1,875.0	0.0	加圧浮上	0.0	0.0	1,875.0	0.0
	消 化	3,623.9	3,479.0	4,062.1	3,513.3	消 化	0.0	0.0	0.0	0.0
	脱 水	3,010.1	2,176.2	2,542.0	2,194.8	脱 水	3,264.3	2,225.8	2,576.1	2,275.4
	焼 却	4,779.9	4,737.7	4,837.9	4,743.0	焼 却	6,750.9	6,366.2	6,529.5	6,376.7
	洗 浄	0.0	0.0	0.0	0.0	洗 浄	0.0	0.0	0.0	0.0
	計	11,858.0	11,816.1	13,530.6	11,942.4	計	10,415.2	10,021.0	11,200.1	10,149.2
遠 心 脱 水	重力濃縮	433.9	214.4	205.0	402.5	重力濃縮	387.7	216.7	207.3	404.8
	遠心濃縮	0.0	1,200.0	0.0	1,080.0	遠心濃縮	0.0	1,200.0	0.0	1,080.0
	加圧浮上	0.0	0.0	1,875.0	0.0	加圧浮上	0.0	0.0	1,875.0	0.0
	消 化	3,540.2	3,395.7	3,978.8	3,430.0	消 化	0.0	0.0	0.0	0.0
	脱 水	2,982.2	2,123.5	2,489.3	2,142.1	脱 水	3,162.0	2,157.6	2,498.6	2,207.2
	焼 却	5,164.6	5,101.4	5,291.1	5,111.9	焼 却	7,299.0	6,592.8	6,898.4	6,613.9
	洗 浄	0.0	0.0	0.0	0.0	洗 浄	0.0	0.0	0.0	0.0
	計	12,120.9	12,035.0	13,839.2	12,166.5	計	10,848.7	10,167.1	11,479.3	10,305.9

脱水方式別にみると、ベルトプレスおよび遠心脱水方式が他の3方式に比べ10～30％程度低い電力使用量となっている。これは処理効率が他機種に比べ大きいため使用電力原単位が小さいことと、脱水薬品としてポリマを使用しているため、焼却するケーキ量を少なくできることによる。

第3節 薬品費

薬品費は後述の表4-3-3 現場管理費 薬品費の項に算定結果を示す。

薬品使用量は脱水対象の固形物に比例するので、消化によって減量すれば、それだけ薬品使用量は少なくなる。従って、消化と生方式を比較してみると、薬品費は消化による汚泥減量がみられるので消化方式が一般に安くなるが、真空脱水法（石灰法）のcase 2, 4では消化方式が高くなっている。これは表2-3-1に示したように、脱水薬品の添加率は供給される汚泥濃度の増加に伴い減少するため、機械濃縮を導入すると汚泥濃度の増加による薬品量の減少が著しく、その効果が消化による固形物量の減少による効果を上回ったためである。

薬品費を脱水方式別に比べると、単価の高いポリマを使っているにもかかわらずその添加率が低いため、ベルトプレス脱水方式は他の脱水方式に比べ $\frac{1}{2} \sim \frac{1}{3}$ と著しく安くなっている。薬品費は現場管理費の10～25％を占め、汚泥処理システムの経済性に比較的大きな影響を及ぼすものであることがわかる。

第4節 オイル使用量

外部から購入すべき必要オイル量を表4-3-2に示す。表4-3-2において上段は消化槽で加温に使った残りの余剰消化ガス量を、中段は式(4.7)で算定された焼却に必要なオイル量($S \times X$)を示す。下段の必要オイル量は中段の値から上段の余剰消化ガスをオイル量に換算した値を差引いたものである。

消化と生方式の比較をしてみると、消化方式ではケーキ発熱量が低下して焼却用燃料が生方式のケーキに比べ多量に必要であると考えられがちであるが、消化によって固形物が減量しているため脱水ケーキ量は少なく、焼却プロセスに持込む水分の絶対量が少ないことおよび余剰消化ガスが使用できるため、結果的にはオイル使用量は生方式に比べて少なくなる。

機械濃縮方式の場合(case 2, 3, 4)、消化・生および脱水方式を問わず必要オイル量は、重力濃縮方式(case 1)より節減されている。生方式の場合は表2-3-1に示したように濃度が大きくなることによりケーキ含水率が低下するので、焼却炉での補助燃料が削減できることによる。また、消化方式の場合は機械濃縮により投入汚泥量が大幅に減少するので消化槽の必要加温燃料が少なくなり、焼却炉で有効に利用できる余

表 4-3-2 オイル使用量

余剰ガス量 m³/日
 オイル量 t/日
 必要オイル量 t/日

	消 化 方 式				生 方 式					
真空脱水 (石灰)		case 1	case 2	case 3	case 4		case 1	case 2	case 3	case 4
	余剰ガス量	3,174.9	5,351.8	4,830.7	5,325.3	余剰ガス量	0.0	0.0	0.0	0.0
	オイル量	7,761.3	7,761.3	7,761.3	7,761.3	オイル量	10,040.1	4,727.2	6,988.5	4,966.2
	必要オイル量	5,777.1	4,416.5	4,742.1	4,433.1	必要オイル量	10,040.1	4,727.2	6,988.5	4,966.2
真空脱水 (過水)		case 1	case 2	case 3	case 4		case 1	case 2	case 3	case 4
	余剰ガス量	3,174.9	5,351.8	4,830.7	5,325.3	余剰ガス量	0.0	0.0	0.0	0.0
	オイル量	4,809.3	4,809.3	4,809.3	4,809.3	オイル量	5,938.7	5,158.0	5,496.7	5,361.5
	必要オイル量	2,825.0	1,464.4	1,790.1	1,481.0	必要オイル量	5,938.7	5,158.0	5,496.7	5,361.5
加圧脱水		case 1	case 2	case 3	case 4		case 1	case 2	case 3	case 4
	余剰ガス量	3,174.9	5,351.8	4,830.7	5,325.3	余剰ガス量	0.0	0.0	0.0	0.0
	オイル量	406.7	406.7	406.7	406.7	オイル量	0.0	0.0	0.0	0.0
	必要オイル量	0.0	0.0	0.0	0.0	必要オイル量	0.0	0.0	0.0	0.0
ベルト プレス 脱水		case 1	case 2	case 3	case 4		case 1	case 2	case 3	case 4
	余剰ガス量	3,603.2	5,629.9	5,104.5	5,599.0	余剰ガス量	0.0	0.0	0.0	0.0
	オイル量	4,060.6	3,988.5	4,221.2	3,992.9	オイル量	3,725.9	2,774.1	3,195.3	2,778.7
	必要オイル量	1,808.6	469.8	1,030.9	493.5	必要オイル量	3,725.9	2,774.1	3,195.3	2,778.7
遠心 脱水		case 1	case 2	case 3	case 4		case 1	case 2	case 3	case 4
	余剰ガス量	3,722.4	5,705.0	5,179.5	5,674.1	余剰ガス量	0.0	0.0	0.0	0.0
	オイル量	5,061.1	4,881.7	5,388.1	4,891.8	オイル量	5,292.0	3,381.7	4,209.1	3,451.0
	必要オイル量	2,734.6	1,316.1	2,150.8	1,345.5	必要オイル量	5,292.0	3,381.7	4,209.1	3,451.0

剰ガス量が増加するためである。遠心濃縮と加圧浮上濃縮を比較すると、より濃い汚泥が得られる遠心濃縮方式の方がオイル使用量は少なくなっている。

脱水機種別にみると、消化と生方式を問わず、外部から購入すべきオイル量が零になっている加圧脱水方式が特筆される。これは得られる脱水ケーキの含水率が低いため、生方式では無燃料、消化方式においても少量の消化ガスを補助燃料とするだけで焼却できるためである。

第5節 管理人件費

管理人件費の算定結果を図4-3-2に示す。

消化と生方式の比較をしてみれば、一般に生方式が消化方式に比べ10～25%程度安くになっている。

生方式では脱水汚泥量が多く脱水機に係る人件費は高くなるが、消化槽が無いため消化方式に比べ管理人件費が安くなっている。

機械濃縮の導入についてみると、濃縮の後の消化、脱水プロセスでの管理人件費の節減を図ることができるが、新しく機械濃縮プロセスでの人件費が追加されるため、結果としてシステム全体の人件費に余り差がみられない。

管理人件費を脱水方式別に比較してみると、遠心脱水方式が最も安く、真空（過水法）方式が最も高くなっている。

このモデルの解析では、管理人件費はユニットの運転台数を基に算定しているため、台数の多い脱水プロセスの影響が大きく、脱水機種別の1台当りの処理容量に大きく左右されている。管理人件費の抑制においては、これら1台当りの処理容量の大型化が今後とも期待できる機種、すなわち遠心脱水機は有望と考えられる。

第6節 現場管理費

現場管理費の算定結果を表4-3-3および図4-3-3に示す。

現場管理費は真空（過水法）、ベルトプレスおよび遠心脱水法では消化方式がやや安く、真空（石灰法）および加圧脱水法ではやや高い傾向を示した。この原因は、前者の脱水法では、消化方式において電力料と管理人件費で経費増がみられるが、燃料費と薬品費で経費の大幅な削減がみられ、この結果、消化方式が安くなる。真空（石灰法）脱水法では無機の石灰がケーキ中に含まれているため、消化を導入しても燃料費で経費の大幅な削減効果が出なかったこと、また、加圧脱水法ではケーキが低含水率のため、燃料が不要となり消化の導入効果が表れなかったことから、消化方式がやや高くなっている。

次に機械濃縮を導入した場合、消化方式では経費の削減効果がみられるが、生方式ではその効果は余りみられない場合が多い。これは消化方式では燃料費の節減が大きく働くためである。消化方式の中ではすべての脱水方式においてcase4の遠心濃縮法の現場管理費が最も安くなっている。

脱水方式別にみると、ベルトプレス、遠心、加圧脱水方式の現場管理費はすべてのケースにおいて、真空脱水方式に比べ約20～35%の大幅な節減を示している。これは遠心では人件費が、ベルトプレスでは薬品が、加圧脱水では燃料費が節減効果を大きくしているためである。

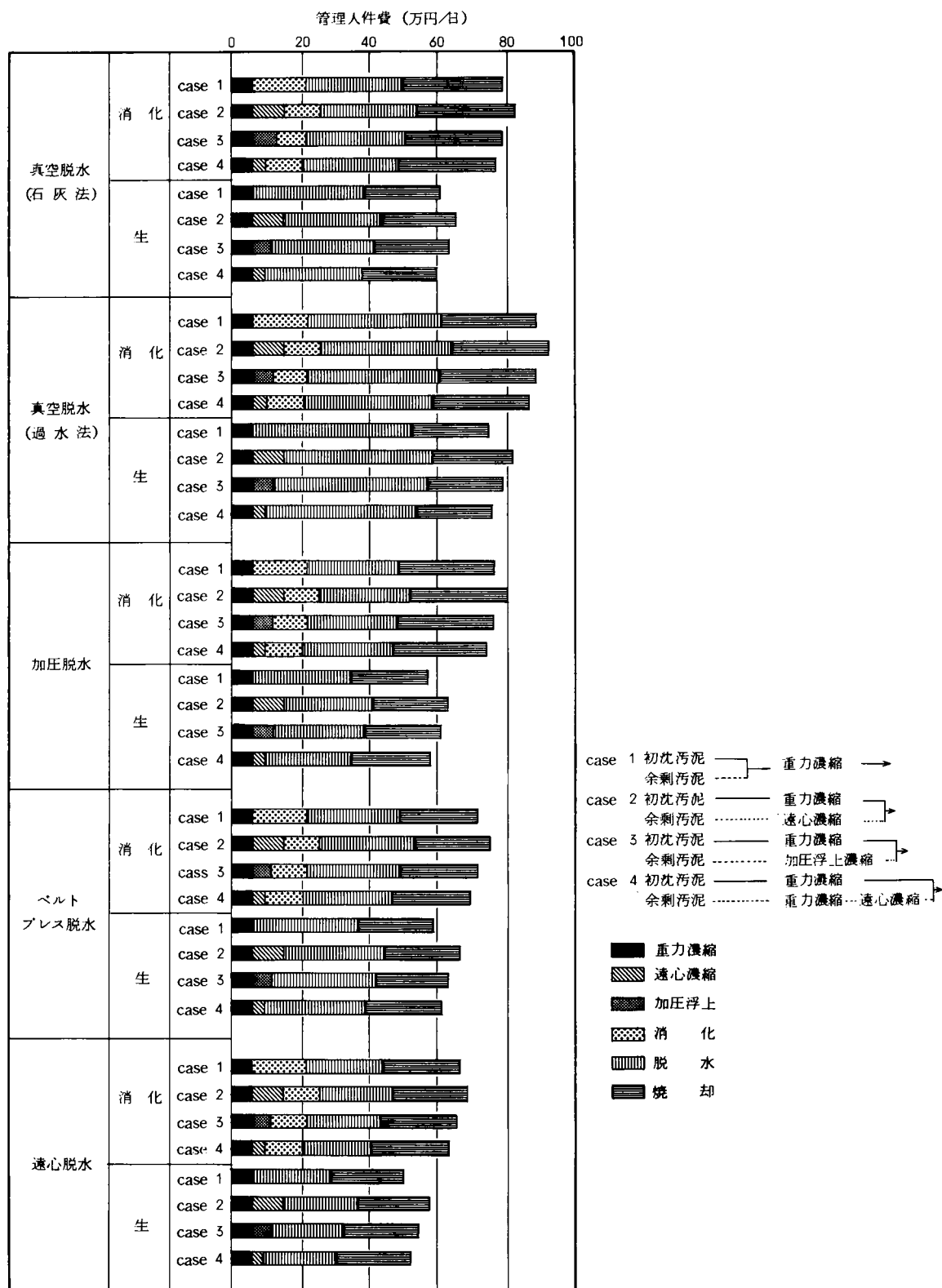


図 4 - 3 - 2 管理人件費

表 4 - 3 - 3 現場管理費

(万円/日)

	消 化 方 式				生 方 式					
	case 1	case 2	case 3	case 4	case 1	case 2	case 3	case 4		
真空脱水（石灰）	電力料	26.1	27.6	29.7	27.7	電力料	26.0	21.6	25.2	21.9
	人件費	78.7	82.4	78.7	76.9	人件費	61.0	65.5	63.5	60.1
	薬品費	32.2	32.2	32.2	32.2	薬品費	45.5	23.1	33.2	23.8
	燃料費	36.4	27.8	29.9	27.9	燃料費	63.3	29.8	44.0	31.3
	処分費	24.5	24.5	24.5	24.5	処分費	33.1	25.3	28.8	25.8
	補修費	25.8	30.9	25.0	25.2	補修費	24.8	28.2	24.1	22.7
		223.7	225.4	220.0	214.4		253.7	193.5	218.8	185.6
真空脱水（過水）	case 1	case 2	case 3	case 4	case 1	case 2	case 3	case 4		
	電力料	27.7	29.1	31.3	29.3	電力料	28.3	25.2	28.1	26.1
	人件費	88.2	91.9	88.2	86.4	人件費	74.5	81.0	78.6	75.5
	薬品費	40.9	40.9	40.9	40.9	薬品費	57.5	57.5	57.5	57.5
	燃料費	17.8	9.2	11.3	9.3	燃料費	37.4	32.5	34.6	33.8
	処分費	15.8	15.8	15.8	15.8	処分費	20.9	20.5	20.7	21.3
	補修費	26.9	32.0	26.1	26.3	補修費	25.9	33.4	27.7	28.2
	217.3	218.9	213.6	208.0		244.5	250.1	247.2	242.4	
加 圧 脱 水	case 1	case 2	case 3	case 4	case 1	case 2	case 3	case 4		
	電力料	23.4	24.9	27.0	25.0	電力料	22.3	19.6	22.3	19.9
	人件費	76.0	79.7	76.0	74.2	人件費	57.2	63.3	60.8	57.9
	薬品費	28.6	28.6	28.6	28.6	薬品費	40.4	35.8	38.0	36.0
	燃料費	0.0	0.0	0.0	0.0	燃料費	0.0	0.0	0.0	0.0
	処分費	18.8	18.8	18.8	18.8	処分費	25.2	23.7	24.2	23.8
	補修費	25.3	30.4	24.5	24.7	補修費	23.3	28.6	23.8	23.1
	172.1	182.4	174.9	171.3		168.4	171.0	169.1	160.7	
ベルトプレス脱水	case 1	case 2	case 3	case 4	case 1	case 2	case 3	case 4		
	電力料	20.6	20.6	23.5	20.8	電力料	18.1	17.4	19.5	17.7
	人件費	71.8	75.3	72.1	69.8	人件費	59.1	66.6	63.6	61.2
	薬品費	15.9	13.3	13.3	13.3	薬品費	18.8	15.0	18.8	15.0
	燃料費	11.4	3.0	6.5	3.1	燃料費	23.5	17.5	20.1	17.5
	処分費	13.4	13.3	13.5	13.4	処分費	15.6	15.2	15.4	15.2
	補修費	20.9	26.1	20.6	20.5	補修費	20.9	28.4	22.7	22.7
	154.0	151.6	149.5	140.9		156.0	160.1	160.1	149.3	
遠 心 脱 水	case 1	case 2	case 3	case 4	case 1	case 2	case 3	case 4		
	電力料	21.1	22.9	24.1	21.2	電力料	18.9	17.7	20.0	17.9
	人件費	67.0	69.4	66.3	63.9	人件費	50.7	58.4	55.2	53.0
	薬品費	30.9	30.9	30.9	30.9	薬品費	43.7	43.7	43.7	43.7
	燃料費	17.2	8.3	13.6	8.5	燃料費	33.3	21.3	26.5	21.7
	処分費	13.9	13.8	14.1	13.9	処分費	16.6	15.8	16.1	15.8
	補修費	20.5	25.2	19.9	19.5	補修費	18.1	24.9	19.4	19.3
	170.6	168.5	168.9	157.9		181.3	181.8	180.9	171.4	

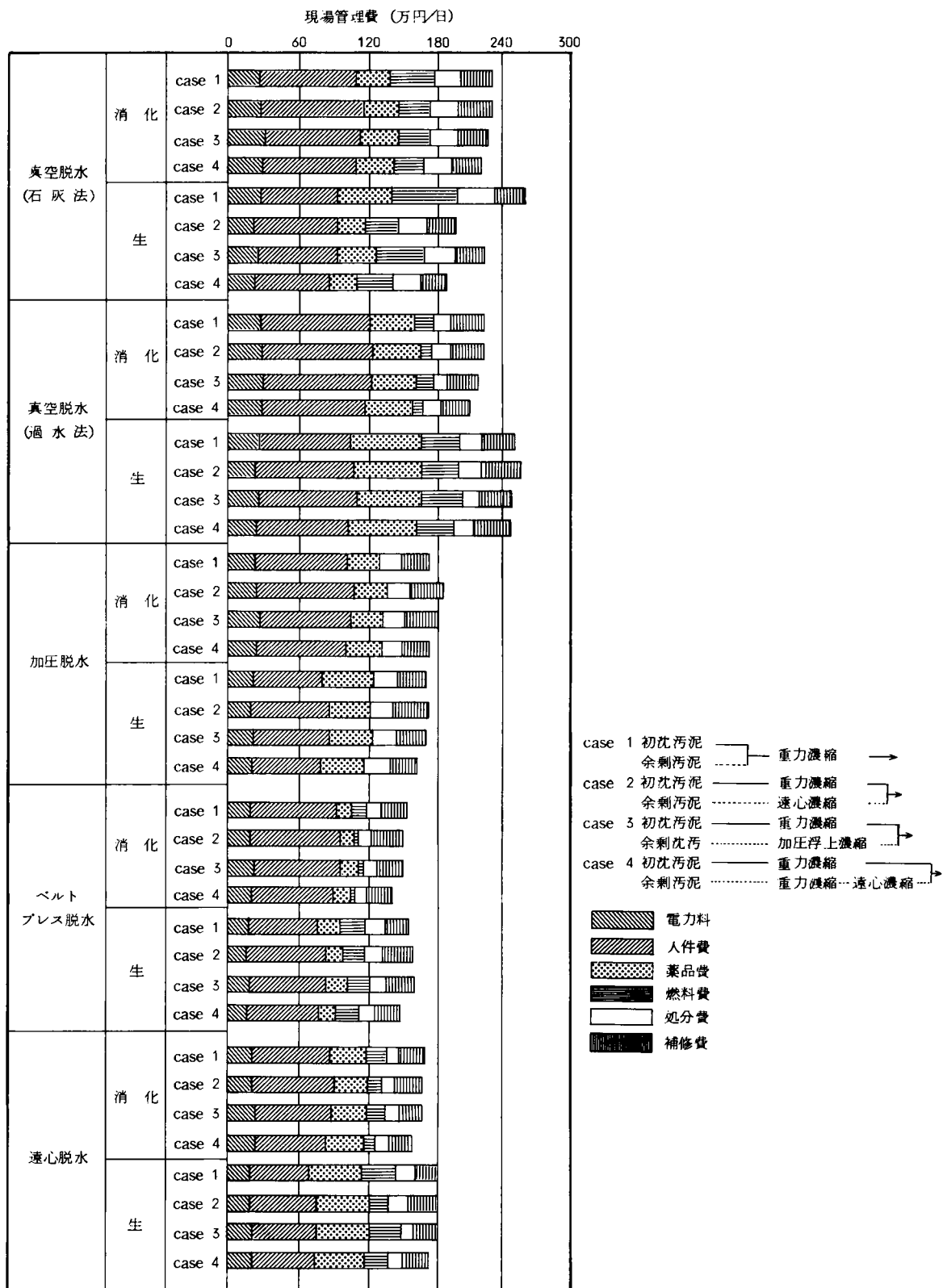


図 4 - 3 - 3 現場管理費

第7節 処理原価

処理原価の算定結果を図4-3-4に示す。

処理原価は現場管理費に起債利子・減価償却費を付加したものであるが、処理原価に占めるそれぞれの割合は消化・生および脱水方式を問わずすべてのケースで現場管理費が最も大きく70％程度を占め、次いで減価償却費が約20％、起債利子が約10％となっている。従って、処理原価は現場管理費の影響が大きく、建設費において消化と生方式に大きな差が認められたにもかかわらず、現場管理費と同様に消化方式と生方式の両者には大きな差がみられなかった。この原因は消化方式では、消化槽が建設費で大きな割合を占めているが、耐用年数の長い土木構造物であるため減価償却費の増加割合が比較的少ないこと、また耐用年数の短い脱水・焼却の建設費が生方式と比べて少額となることによるものである。

消化方式において濃縮プロセスに機械濃縮を導入（case 3, 4）することにより、処理原価を低減させている。

脱水方式別ではベルトプレスおよび遠心脱水が他の脱水方式に比べ経済的であるということが示された。

以上のように、消化方式を採用する場合において処理原価の節減を図るためには、機械濃縮法の導入が効果的であることが明らかとなった。中でも、初沈汚泥は重力濃縮法で、余剰汚泥は重力濃縮後遠心濃縮するcase 4のシステムが最も有効な方法であることが示された。

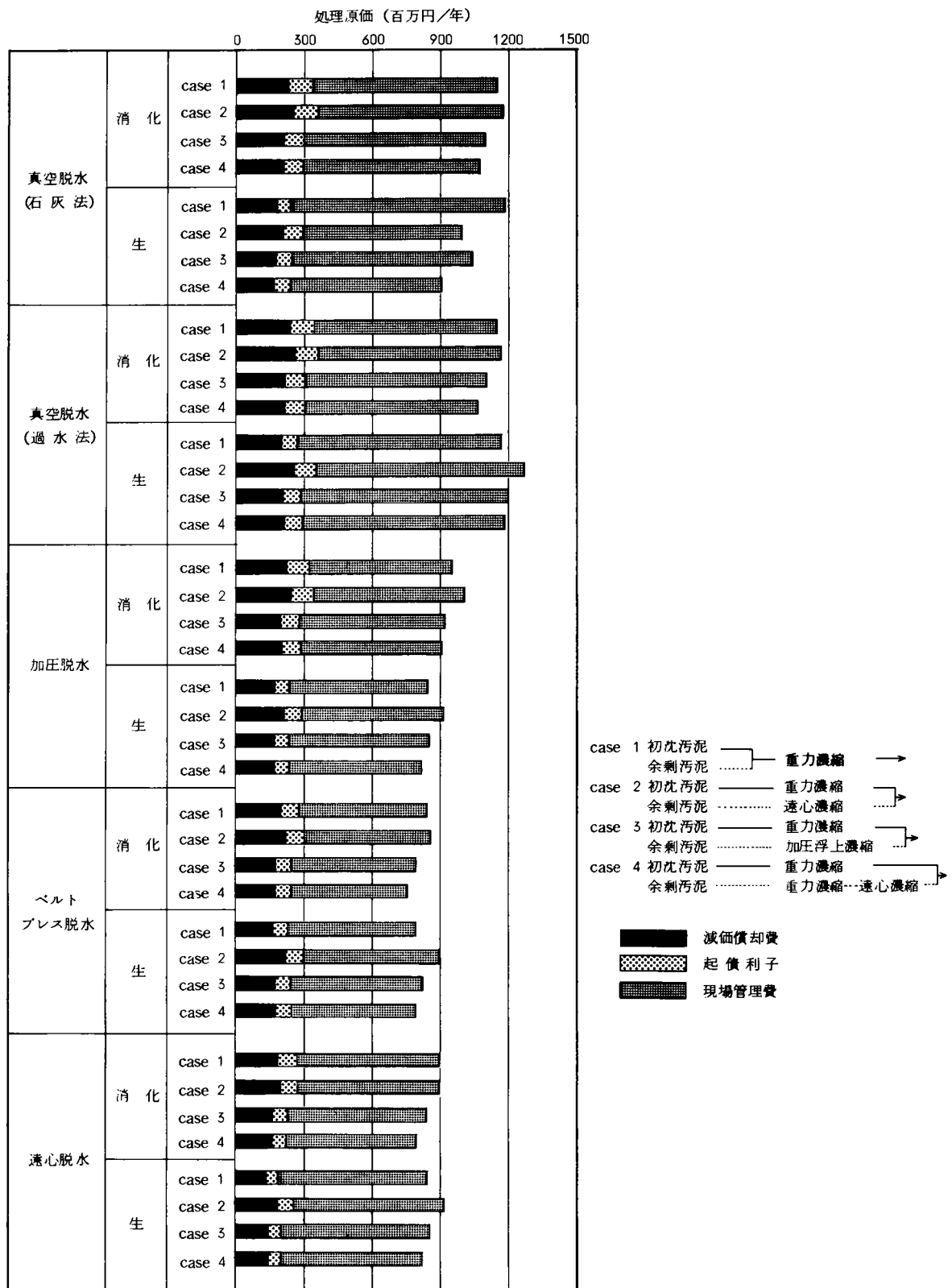


図 4 - 3 - 4 処理原価

第4章 最適システムの考察

第3章においては経済性に係る因子を中心にシステム評価を行ってきたが、本章では汚泥処理システムをより一層総合的に評価するため、所要面積、臭気およびエネルギー消費量の因子をとりあげ、最適システムの考察を行なった。

第1節 所要面積

各プロセスで使用するユニットの所要面積は、占有する施設面積を大阪市における施設の平均建ぺい率0.45で除し次式で求めた。

$$\text{所要面積}(m^2) = \frac{\text{施設面積}}{0.45} = \frac{aX^b + c}{0.45} \dots\dots\dots (4.9)$$

ここに、

a, b, c : レイアウトより求めた係数

X : ユニット容量もしくは台数

所要面積の算定に必要な係数を表4-4-1に、また、その結果を図4-4-1に示す。

表4-4-1 所要面積算定式の係数等

施設	a	b	c	X容量・台数	設置条件	レイアウトに使用した規模
重力濃縮槽	2.36	1.92	94.0	直径(m)	2池	直径15～25m
加圧浮上槽	19.8	2.10	241	池数(池)	—	幅4m×長15～16m
遠心濃縮機	96.3	1.16	182	台数(台)	—	30m ² /hr
消化槽	3.23	0.696	17.4	槽容量(m ³)	2基	5000～6500m ³
	4.63	0.701	26.2	槽容量(m ³)	3基	
	6.04	0.703	34.1	槽容量(m ³)	4基	
洗浄槽	3.61	1.86	124	直径(m)	2池	直径10～20m
ガスタンク	12.0	0.418	8.92	タンク容量(m ³)	—	2000～5000m ³
ボイラー	19.1	2.44	300	台数(台)	—	5ton蒸気/hr
真空脱水機	104	1.19	238	台数(台)	—	33m ²
ベルトプレス脱水機	93.6	1.16	176	台数(台)	—	3m幅
遠心脱水機	96.3	1.16	182	台数(台)	—	30m ² /hr
加圧脱水機	129	1.16	251	台数(台)	—	150m ²
立形多段炉	5.19	0.932	297	焼却容量(ton/日)	1基	50～300ton/日

(計算例) 消化槽 5000m³×3基のとき

$$\text{所要面積} = \frac{4.63 \times 5,000^{0.701} + 26.2}{0.45} = 4,089m^2$$

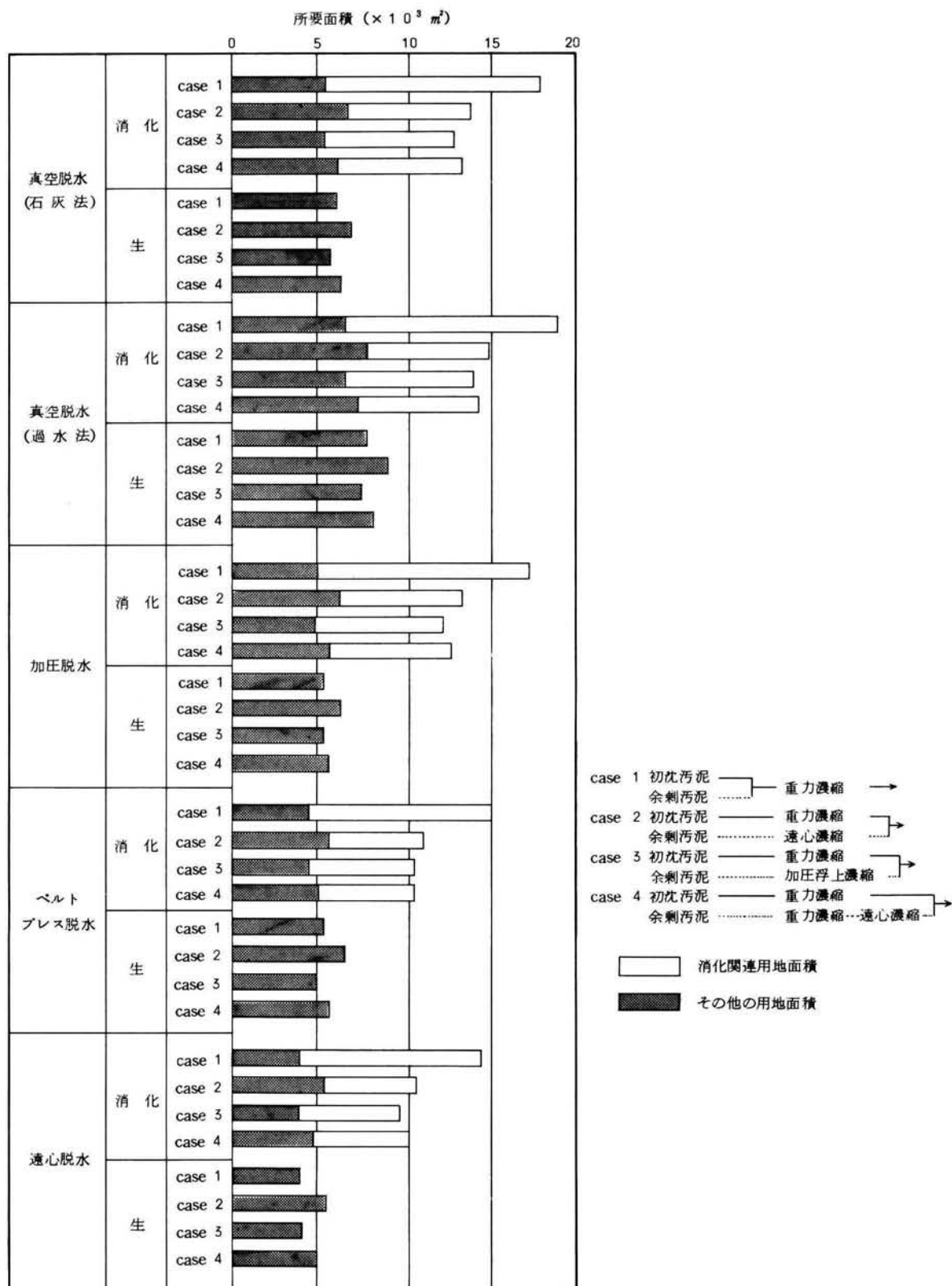


図 4 - 4 - 1 所 要 面 積

消化と生方式を比較すると濃縮法や脱水法に関係なく、消化方式の所要面積は生方式のそれより大きく2～3倍を必要としている。この原因は消化方式の場合、その汚泥処理システムの所要面積のうち消化槽が重力濃縮法(case 1)で約70%を占め、機械濃縮法(case 2, 3, 4)でも約50～60%を占めているからである。濃縮法で比較すると、消化方式では機械濃縮を導入することにより汚泥濃度を高め消化槽の建設容量を削減できるので、重力濃縮のみのcase 1に比べ所要面積を30%程度小さくすることができる。しかし、生方式では機械濃縮を導入した場合、脱水機能を向上させるものの脱水プロセスの面積削減効果が小さく逆に機械濃縮用の面積が追加されるため、全体の所要面積はcase 1よりやや増加する傾向を示す場合が多い。

脱水方式別に比較してみると、消化方式では洗浄槽を設置しないベルトプレスおよび遠心脱水方式が、真空ならびに加圧脱水方式より所要面積が小さい。生方式では1台当りの脱水容量が大きく設置台数も少ない遠心脱水方式が最も所要面積が小さく、真空(過水法)脱水方式が最も大きい傾向を示し他の3方式はほぼ同程度であった。

第2節 臭気

下水道が地域社会に受け入れられるためには、周辺環境に及ぼす各種の影響について十分配慮する必要がある。なかでも臭気はその影響が大きくシステム選択において非常に重要な因子となる。

臭気をシステムの評価因子とするため、消化方式と生方式の臭気濃度(3点比較式臭袋法)の測定値を示した第2編第2章の表2-2-2、および脱水添加薬品の種類による臭気濃度を示した第2編第3章の表2-3-2により考察する。

臭気濃度は生方式が消化方式に比べ脱水ケーキについては約7～30倍、炉の排ガスについては約4～5倍近い強さを示し、石灰法と過水法による臭気はほぼ同程度と判断できる。

これらの結果に基づきシステムの臭気の強さを比較してみた。

ここでは、消化汚泥と生汚泥の両者と3種類の脱水用薬品との組合せについて相対比較し、システム全体の臭気の強さを強、中程度、弱の3段階で評価し、その結果を表4-4-2に示した。

汚泥処理システムから発する臭気は、液状汚泥を貯留している重力濃縮槽や各種貯留槽から発生するものもあるが、脱水機、ベルトコンベア、ケーキ貯留槽、焼却炉等の施設から発生するものも多くあり、数少ないデータに基づくため断定は困難であるが、表の評価結果は日常我々が現場で経験する感覚とも一致するところである。

表 4-4-2 システムの臭気評価の結果

システム内容	システムの臭気評価
消化方式～石灰、過水脱水法	弱
消化方式～ポリマ脱水法	中程度
生方式～石灰、過水脱水法	中程度
生方式～ポリマ脱水法	強

第3節 総エネルギー消費量

汚泥処理システムに必要な系外から供給するエネルギーとしては、消化槽加温および焼却炉補助燃料としてのオイル、ユニットの駆動等に必要な電力、ならびに主として脱水プロセス用の薬品がある。

従来これらのエネルギーの消費実態を総合的に把握する手法として費用に換算する方法が用いられてきたが、本研究では、エネルギー的視点からの評価をより明確にするため、電力量と薬品量をオイルの量に換算する手法を試みた。電力量および薬品量のオイル量への換算は、それらの生産に必要なエネルギー原単位および原料としてのオイルに対して行なった¹⁴⁾。表 4-4-3 に電力および各種薬品のオイル換算値を示す。これらの値を使って各システムに系外から供給されそこで消費される総エネルギー量を算出した。その結果が図 4-4-2 である。

各システム間で総エネルギー消費量に占めるオイル、電力および薬品の割合およびその絶対量は大きく異なっており、オイルおよび薬品がシステム間の総エネルギー消費量の差に大きな影響をもっていると判断できる。消化方式と生方式を比較すると総エネルギー消費量は消化方式が生方式に比べ低い値を示す。これは、消化による汚泥の減量が脱水薬品の使用量を削減し、さらに燃料として利用できる余剰消化ガスの発生により購入すべきオイル量が削減できるためである。しかし、加圧脱水法では、消化と生方式間に総エネルギー消費量に大きな差がなく他の脱水法と異なった傾向を示している。加圧脱水法では、低含水率の脱水ケーキが得られ生方式でケーキが自燃域に入り、焼却で使用する燃料のオイル使用量が零となるためである。

濃縮法についてみると、遠心濃縮機を使った case 2 と 4 が一般に case 1 や case 3 に比較し総エネルギー消費量が小さいことがわかる。これらは得られる汚泥濃度が他に比べ大きいいため、消化方式では余剰消化ガスが多く焼却炉でオイルが節減でき、生方式ではケーキ含水率が減じることにより同じように焼却炉でオイルが節減できるからである。

脱水法で比較すると、自燃域までケーキ含水率を下げることでできる加圧脱水法や、薬品使用量が少なくまた比較的低含水率のケーキを産み出すベルトプレス脱水法が、総エネルギー

表 4 - 4 - 3 オイル換算値¹⁴⁾

名 称	オイル換算値	算 出 法																							
電 力 量	0.273 ℓ/kWh	発電効率(38.1%)、送配電損失率(6.2%)を考慮して、1kWhの原単位を求めると $860 \text{ kcal/kWh} \times \frac{1}{0.381} \times \frac{1}{(1 - 0.062)} = 2,410 \text{ kcal/kWh}$ 灯油(11,000kcal/kg, 0.8kg/ℓ, 8,800kcal/ℓ)量に換算すると0.273ℓ/kWhとなる。																							
硫酸第1鉄 FeSO ₄ (純分100%)	305 ℓ/ ton-FeSO ₄	<p>FeSO₄・7H₂O 1 ton 当り</p> <div><div></div><div><p>〔原単位〕</p><table><tr><td>鉄くず(Fe 90%)</td><td>300 Kg</td></tr><tr><td>硫酸(50° Be')</td><td>600 Kg</td></tr><tr><td>石炭(6,000 kcal/Kg)</td><td>230 Kg</td></tr><tr><td>電力(動力)</td><td>3 kWh</td></tr></table></div></div> <table><tr><th></th><th>直接消費エネルギー</th><th>間接消費エネルギー</th></tr><tr><td>鉄くず</td><td>—</td><td>—</td></tr><tr><td>硫酸</td><td>—</td><td>47.6 × 10³ kcal (1 ton 当り 33kWh)</td></tr><tr><td>石炭</td><td>1.380 × 10³ kcal</td><td>37.7 × 10³ kcal</td></tr><tr><td>電力</td><td>7.2 × 10³ kcal</td><td>—</td></tr></table> <hr/> <p>計 1.387.2 × 10³ kcal 85.3 × 10³ kcal</p> <p style="text-align: center;">1,470. × 10³ kcal</p> $1,470 \times 10^3 \text{ kcal} \times \frac{1}{2,410 \text{ kcal/kWh}} \times 0.273 \text{ ℓ/kWh} \times \left(\frac{\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}}{\text{FeSO}_4} : \frac{277.8}{151.8} \right)$ <p>(以下同様の換算方法である)</p>	鉄くず(Fe 90%)	300 Kg	硫酸(50° Be')	600 Kg	石炭(6,000 kcal/Kg)	230 Kg	電力(動力)	3 kWh		直接消費エネルギー	間接消費エネルギー	鉄くず	—	—	硫酸	—	47.6 × 10 ³ kcal (1 ton 当り 33kWh)	石炭	1.380 × 10 ³ kcal	37.7 × 10 ³ kcal	電力	7.2 × 10 ³ kcal	—
鉄くず(Fe 90%)	300 Kg																								
硫酸(50° Be')	600 Kg																								
石炭(6,000 kcal/Kg)	230 Kg																								
電力(動力)	3 kWh																								
	直接消費エネルギー	間接消費エネルギー																							
鉄くず	—	—																							
硫酸	—	47.6 × 10 ³ kcal (1 ton 当り 33kWh)																							
石炭	1.380 × 10 ³ kcal	37.7 × 10 ³ kcal																							
電力	7.2 × 10 ³ kcal	—																							
塩化第2鉄 FeCl ₃ (純分100%)	233 ℓ/ ton-FeCl ₃	<p>FeCl₃ 38% 1 ton 当り</p> <div><div></div><div><p>〔原単位〕</p><table><tr><td>鉄くず(Fe 90%)</td><td>138 Kg</td></tr><tr><td>塩酸(35%)</td><td>800 Kg</td></tr><tr><td>液体塩素(99%)</td><td>100 Kg</td></tr><tr><td>石炭(6,000 kcal/Kg)</td><td>100 Kg</td></tr></table></div></div> <table><tr><th></th><th>直接消費エネルギー</th><th>間接消費エネルギー</th></tr><tr><td>鉄くず</td><td>—</td><td>—</td></tr><tr><td>塩酸</td><td>—</td><td>46.2 × 10³ kcal (1 ton 当り 24kWh)</td></tr><tr><td>液体塩素</td><td>—</td><td>120.3 × 10³ kcal (1 ton 当り 500kWh)</td></tr><tr><td>石炭</td><td>600 × 10³ kcal</td><td>16.4 × 10³ kcal</td></tr></table> <hr/> <p>計 600 × 10³ kcal 182.9 × 10³ kcal</p> <p style="text-align: center;">783 × 10³ kcal</p>	鉄くず(Fe 90%)	138 Kg	塩酸(35%)	800 Kg	液体塩素(99%)	100 Kg	石炭(6,000 kcal/Kg)	100 Kg		直接消費エネルギー	間接消費エネルギー	鉄くず	—	—	塩酸	—	46.2 × 10 ³ kcal (1 ton 当り 24kWh)	液体塩素	—	120.3 × 10 ³ kcal (1 ton 当り 500kWh)	石炭	600 × 10 ³ kcal	16.4 × 10 ³ kcal
鉄くず(Fe 90%)	138 Kg																								
塩酸(35%)	800 Kg																								
液体塩素(99%)	100 Kg																								
石炭(6,000 kcal/Kg)	100 Kg																								
	直接消費エネルギー	間接消費エネルギー																							
鉄くず	—	—																							
塩酸	—	46.2 × 10 ³ kcal (1 ton 当り 24kWh)																							
液体塩素	—	120.3 × 10 ³ kcal (1 ton 当り 500kWh)																							
石炭	600 × 10 ³ kcal	16.4 × 10 ³ kcal																							

名 称	オイル換算値	算 出 法																								
過酸化水素 H_2O_2 (純分 100%)	3,860 ℓ / ton- H_2O_2	<p>H_2O_2 (電解法) 100% 1 ton 当り</p> <p>〔原単位〕</p> <p>硫酸 (98%) 140 Kg 液体アンモニア 19 Kg 電極用白金 2.75 g 石炭 (6,000 kcal/Kg) 2,500 Kg 電力 (電解) 6,352 kWh " (動力) 940 kWh</p> <p>直接消費エネルギー 間接消費エネルギー</p> <table> <tr> <td>硫 酸</td> <td>—</td> <td>$39.4 \times 10^3 \text{ kcal}$ (1 ton 当り 117 kWh)</td> </tr> <tr> <td>液体アンモニア</td> <td>—</td> <td>$627.2 \times 10^3 \text{ kcal}$ (1 ton 当り 13,720 kWh)</td> </tr> <tr> <td>電 極 用 白 金</td> <td>—</td> <td>—</td> </tr> <tr> <td>石 炭</td> <td>$15,000 \times 10^3 \text{ kcal}$</td> <td>$410.2 \times 10^3 \text{ kcal}$</td> </tr> <tr> <td>電力 (電解)</td> <td>$15,716 \times 10^3 \text{ kcal}$</td> <td>—</td> </tr> <tr> <td>" (動力)</td> <td>$2,261.6 \times 10^3 \text{ kcal}$</td> <td>—</td> </tr> <tr> <td>計</td> <td>$32,977.6 \times 10^3 \text{ kcal}$</td> <td>$1,076.8 \times 10^3 \text{ kcal}$</td> </tr> <tr> <td colspan="3" style="text-align: center;">$34,100 \times 10^3 \text{ kcal}$</td> </tr> </table>	硫 酸	—	$39.4 \times 10^3 \text{ kcal}$ (1 ton 当り 117 kWh)	液体アンモニア	—	$627.2 \times 10^3 \text{ kcal}$ (1 ton 当り 13,720 kWh)	電 極 用 白 金	—	—	石 炭	$15,000 \times 10^3 \text{ kcal}$	$410.2 \times 10^3 \text{ kcal}$	電力 (電解)	$15,716 \times 10^3 \text{ kcal}$	—	" (動力)	$2,261.6 \times 10^3 \text{ kcal}$	—	計	$32,977.6 \times 10^3 \text{ kcal}$	$1,076.8 \times 10^3 \text{ kcal}$	$34,100 \times 10^3 \text{ kcal}$		
硫 酸	—	$39.4 \times 10^3 \text{ kcal}$ (1 ton 当り 117 kWh)																								
液体アンモニア	—	$627.2 \times 10^3 \text{ kcal}$ (1 ton 当り 13,720 kWh)																								
電 極 用 白 金	—	—																								
石 炭	$15,000 \times 10^3 \text{ kcal}$	$410.2 \times 10^3 \text{ kcal}$																								
電力 (電解)	$15,716 \times 10^3 \text{ kcal}$	—																								
" (動力)	$2,261.6 \times 10^3 \text{ kcal}$	—																								
計	$32,977.6 \times 10^3 \text{ kcal}$	$1,076.8 \times 10^3 \text{ kcal}$																								
$34,100 \times 10^3 \text{ kcal}$																										
消 石 灰 $Ca(OH)_2$	165 ℓ / ton- $Ca(OH)_2$	<p>CaO 1 ton 当り</p> <p>〔原単位〕</p> <p>石 灰 石 1.750~1.800 Kg 燃 料 240 Kg (無煙炭、コークス) 8,100 kcal/Kg</p> <p>直接消費エネルギー 間接消費エネルギー</p> <table> <tr> <td>石灰石</td> <td>—</td> <td>—</td> </tr> <tr> <td>燃 料</td> <td>$1,944 \times 10^3 \text{ kcal}$</td> <td>$39.4 \times 10^3 \text{ kcal}$</td> </tr> <tr> <td>計</td> <td>$1,944 \times 10^3 \text{ kcal}$</td> <td>$39.4 \times 10^3 \text{ kcal}$</td> </tr> <tr> <td colspan="3" style="text-align: center;">$1,980 \times 10^3 \text{ kcal}$</td> </tr> <tr> <td colspan="3" style="text-align: center;">\downarrow</td> </tr> <tr> <td colspan="3" style="text-align: center;">$Ca(OH)_2$ $1,460 \times 10^3 \text{ kcal}$</td> </tr> <tr> <td colspan="3" style="text-align: center;">$\frac{CaO}{Ca(OH)_2} = \frac{56}{76}$</td> </tr> </table>	石灰石	—	—	燃 料	$1,944 \times 10^3 \text{ kcal}$	$39.4 \times 10^3 \text{ kcal}$	計	$1,944 \times 10^3 \text{ kcal}$	$39.4 \times 10^3 \text{ kcal}$	$1,980 \times 10^3 \text{ kcal}$			\downarrow			$Ca(OH)_2$ $1,460 \times 10^3 \text{ kcal}$			$\frac{CaO}{Ca(OH)_2} = \frac{56}{76}$					
石灰石	—	—																								
燃 料	$1,944 \times 10^3 \text{ kcal}$	$39.4 \times 10^3 \text{ kcal}$																								
計	$1,944 \times 10^3 \text{ kcal}$	$39.4 \times 10^3 \text{ kcal}$																								
$1,980 \times 10^3 \text{ kcal}$																										
\downarrow																										
$Ca(OH)_2$ $1,460 \times 10^3 \text{ kcal}$																										
$\frac{CaO}{Ca(OH)_2} = \frac{56}{76}$																										
ポ リ マ ー	9,860 ℓ / ton-ポリマ	<p>高分子凝集剤</p> <p>〔原単位〕 カチオン モル比 50%</p> <p>アクリルアミド 250 Kg カチオンモノマ 750 Kg 電 力 700 kWh 燃 料 (灯 油) 1,000 ℓ</p> <p>直接消費エネルギー 間接消費エネルギー</p> <table> <tr> <td>アクリルアミド</td> <td>—</td> <td rowspan="4">} 原料として 4,348.6 Kg のナフサを消費 6,212.3 ℓ (r=0.7として) 267.0 ℓ 2,186.7 ℓ</td> </tr> <tr> <td>カチオンモノマ</td> <td>—</td> </tr> <tr> <td>電力 (灯油換算)</td> <td>191.4 ℓ</td> </tr> <tr> <td>燃 料 (灯 油)</td> <td>1,000 ℓ</td> </tr> <tr> <td>計</td> <td>1,191.4 ℓ</td> <td>8,666.0 ℓ</td> </tr> <tr> <td colspan="3" style="text-align: center;">$9,860 \text{ ℓ}$</td> </tr> </table>	アクリルアミド	—	} 原料として 4,348.6 Kg のナフサを消費 6,212.3 ℓ (r=0.7として) 267.0 ℓ 2,186.7 ℓ	カチオンモノマ	—	電力 (灯油換算)	191.4 ℓ	燃 料 (灯 油)	1,000 ℓ	計	1,191.4 ℓ	8,666.0 ℓ	$9,860 \text{ ℓ}$											
アクリルアミド	—	} 原料として 4,348.6 Kg のナフサを消費 6,212.3 ℓ (r=0.7として) 267.0 ℓ 2,186.7 ℓ																								
カチオンモノマ	—																									
電力 (灯油換算)	191.4 ℓ																									
燃 料 (灯 油)	1,000 ℓ																									
計	1,191.4 ℓ	8,666.0 ℓ																								
$9,860 \text{ ℓ}$																										

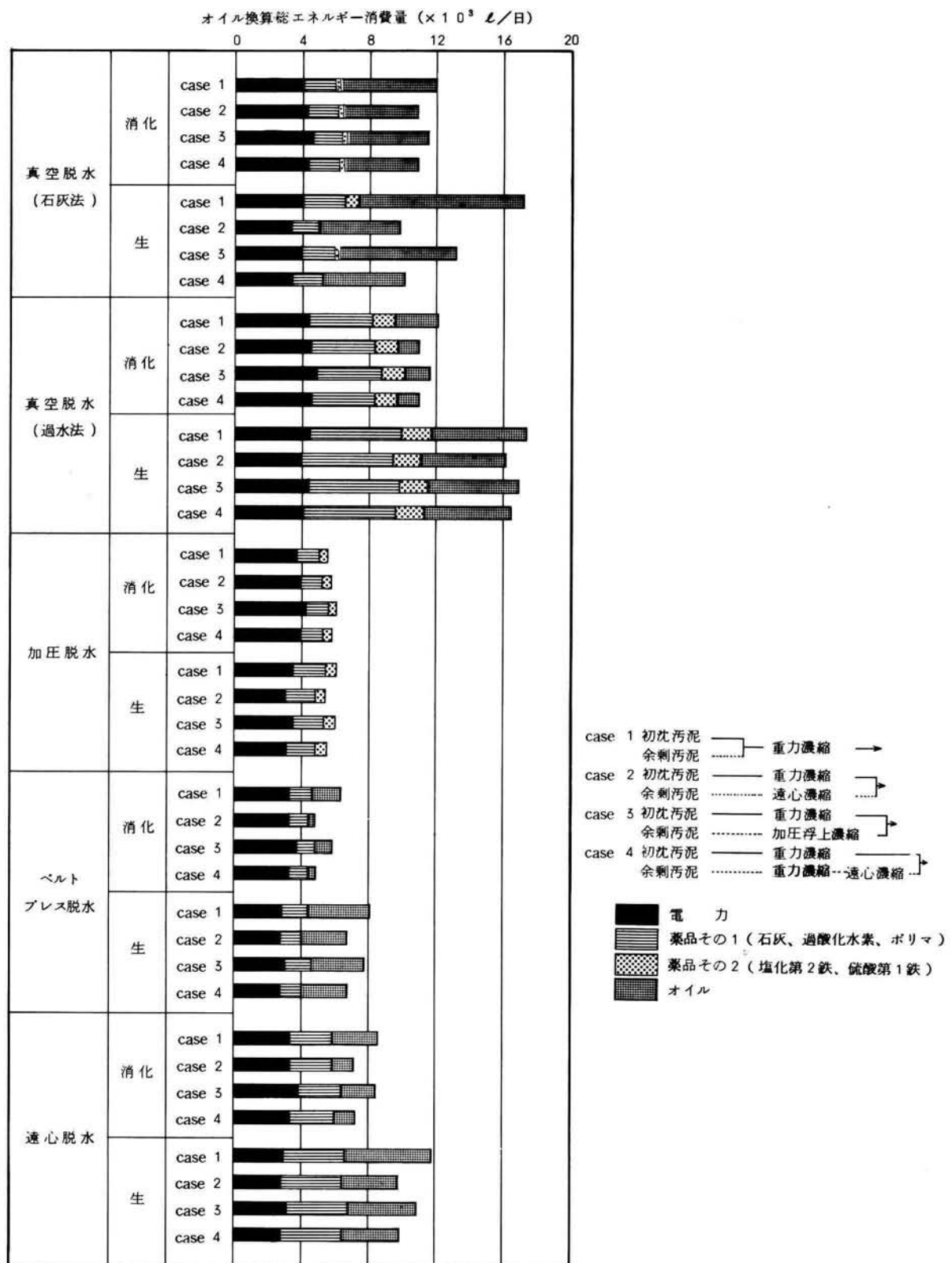


図 4-4-2 オイル換算総エネルギー消費量

消費量を小さくする上で優れていることが明らかにされた。

総エネルギー消費量を小さくする上では、電力量よりもオイルと薬品の使用量削減を目的とした脱水法の追求に焦点を置いていくことが肝要であるといえる。

第4節 最適システムの総合評価

これまで建設費・処理原価等の経済性に係る因子ならびに臭気・総エネルギー消費量等の因子を個々に用いて、システムの評価を行なってきた。各々の評価因子は異なった意義をもち、重要性の度合は処理場の置かれている状況により異なるため、本来すべての因子について重み付けをして評価すべきであるが定量的に取扱うことが困難である。本節では、システムの最適性を総合的に評価する一手法を提示し、最適システムについての考察を試みる。

本研究で試みたシステムの総合評価方法は、評価因子の中から相互の意義が異なり、実務上重要視してきた8因子を選び、それぞれの因子を軸とし相対比較値で表わしたオクタゴングラフによるものである。図4-4-3は遠心脱水方式を例として消化方式と生方式

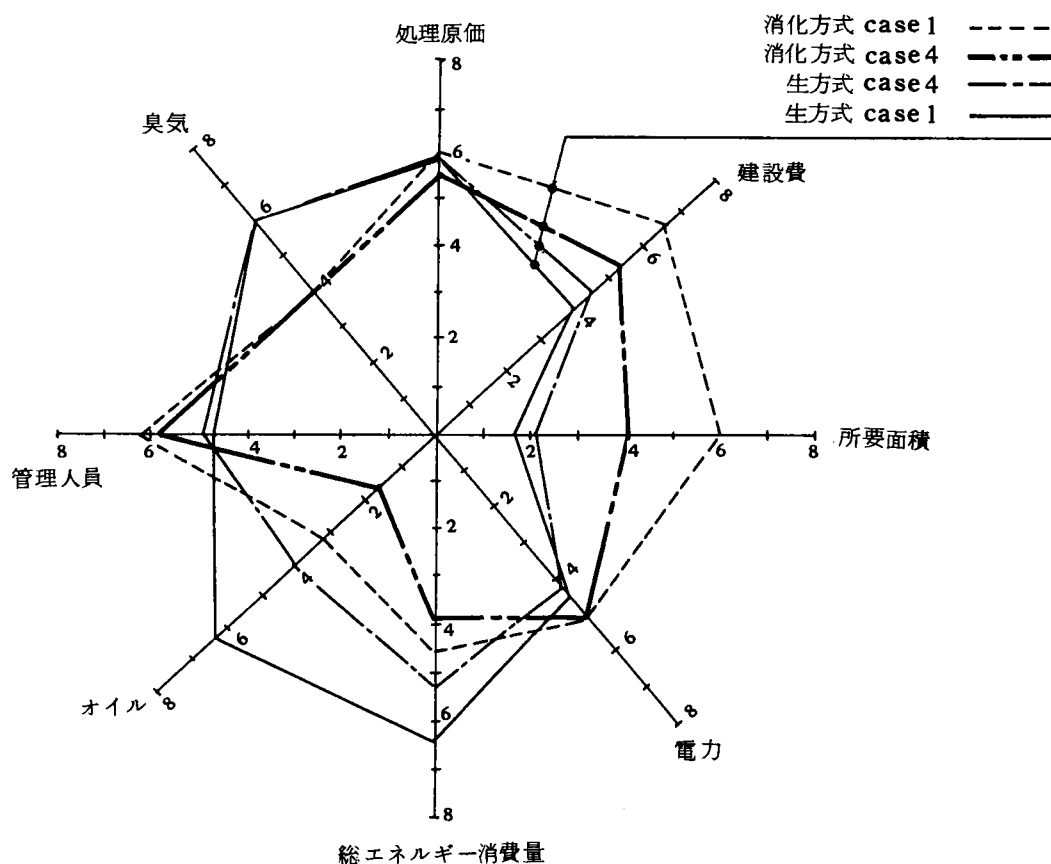


図4-4-3 消化と生方式システムの比較（遠心脱水の場合）

を比較したオクタゴングラフである。処理原価と電力においては両方式間に大きな差はなく、建設費および所要面積という初期投資的要素の大きな因子と管理人員の因子では生方式が優れ、臭気およびエネルギーというシステムの運営上の因子で消化方式が優れている。各評価因子の重要度が同程度であるなら、最適システムはオクタゴングラフの数値の総和が最小のものである。しかし、システムを選択する際には、種々の拘束条件が存在し各評価因子間の相対的重要度は社会情勢や自治体等により異なるのが一般的である。それ故、システムの最適性を評価するためには、各評価因子に重み付けを行い総合的に考察する必要がある。例えば、総合評価指数をEとしその最小値を示すものを最適とする方法である。

$$E = \sum_{i=1}^8 X_i C_i \dots \dots \dots (4.10)$$

X_i : 各評価因子の相対比較値

C_i : 各評価因子の重み係数

ここで、臭気・管理人員・エネルギーに他の因子より大きな重みを置いて総合評価すると、消化方式が生方式より優れていると判断できる。

図4-4-4および図4-4-5は、それぞれ濃縮法別に生と消化方式のシステムの比

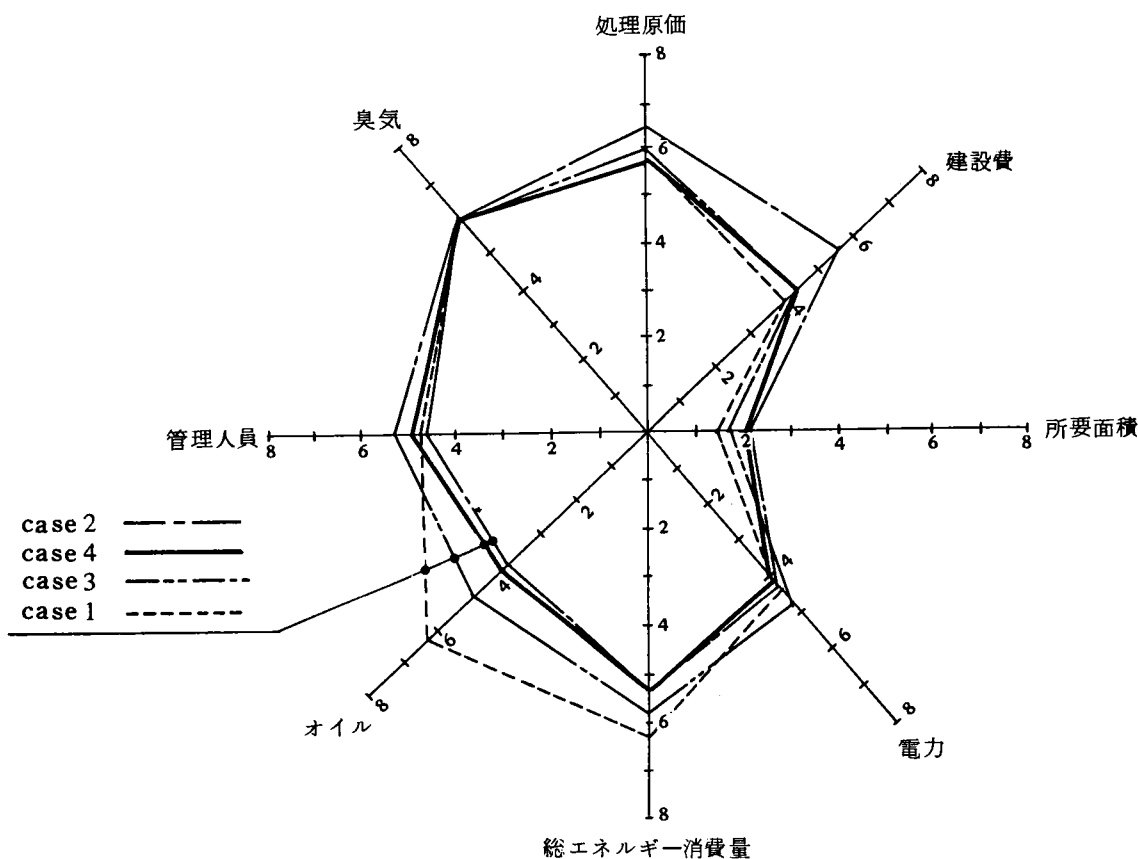


図4-4-4 濃縮法別の生方式システムの比較(遠心脱水の場合)

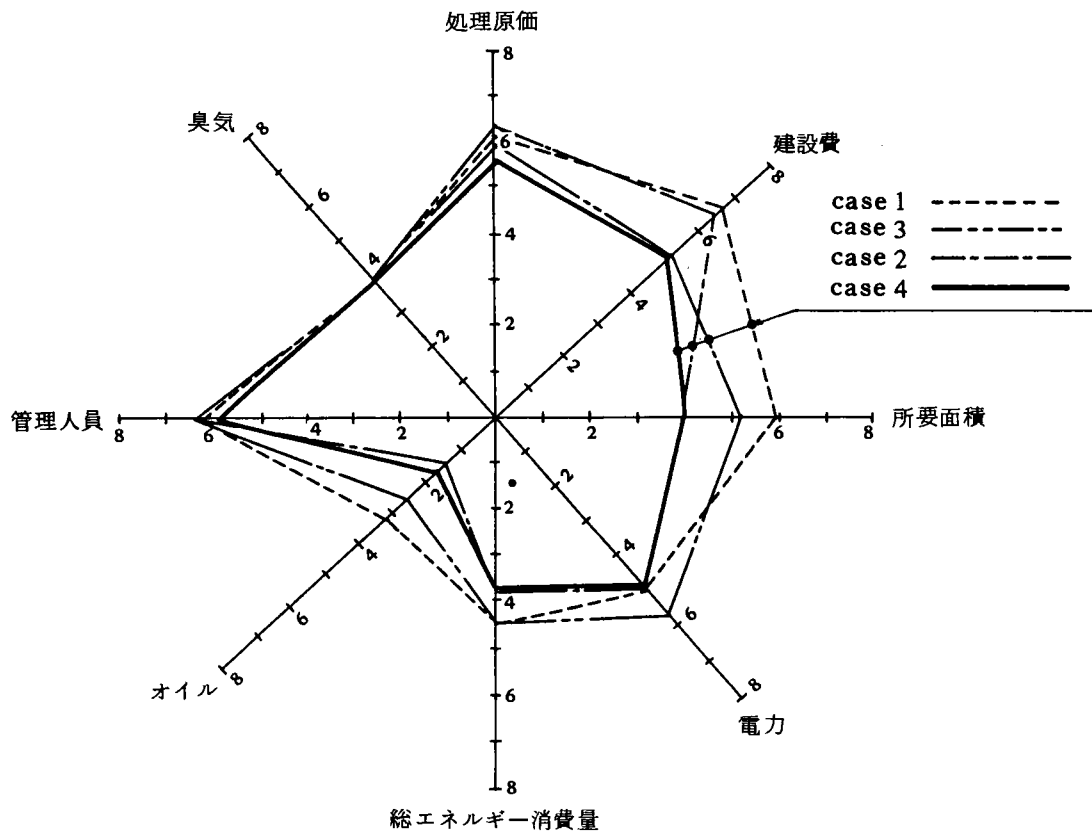


図 4-4-5 濃縮法別の消化方式システムの比較（遠心脱水の場合）

較をしたオクタゴングラフで、脱水方式は遠心脱水方式である。生方式の図 4-4-4 においては、重力濃縮法（case 1）を基準にして比較すると、エネルギー消費においては機械濃縮法（case 2, 3, 4）を導入した効果がはっきり現れているが、建設費では割高の傾向を示しており、総合的には濃縮法による大きな差はないと判断できる。消化方式の図 4-4-5 においては、濃縮法による差を認めることができる。機械濃縮法導入の効果は、建設費、所要面積、総エネルギー消費量およびオイルの因子で現われており、中でも case 4 はすべての因子で最も優れているので、総合的にも消化方式においては最適な濃縮方式であると判断できる。

図 4-4-6 および図 4-4-7 は、消化方式を前提として脱水方式を比較したものである。重力濃縮法（case 1）の場合が図 4-4-6 であり、最も優れた濃縮方式と判断される遠心濃縮法（case 4）の場合が図 4-4-7 である。両図とも同様の傾向をみることができ、遠心脱水は、臭気、オイルおよび総エネルギー消費量の因子でやや劣るものの処理原価、建設費、所要面積、管理人員および電力の因子では優れている。ベルトプレス脱水は、遠心脱水と比較すると管理人員で劣るものの消費エネルギー面では優れており、他の因子

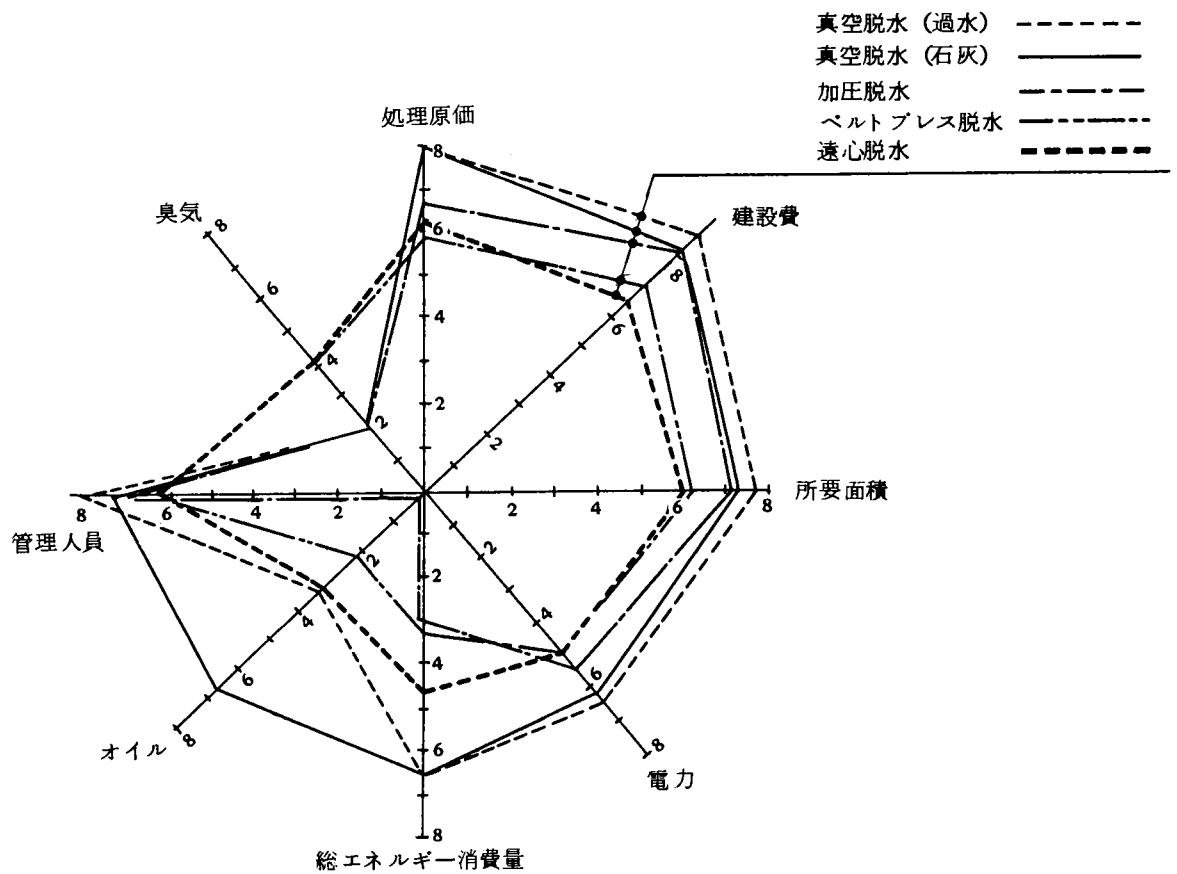


図 4-4-6 脱水法別の消化方式システムの比較 (重力濃縮 case 1)

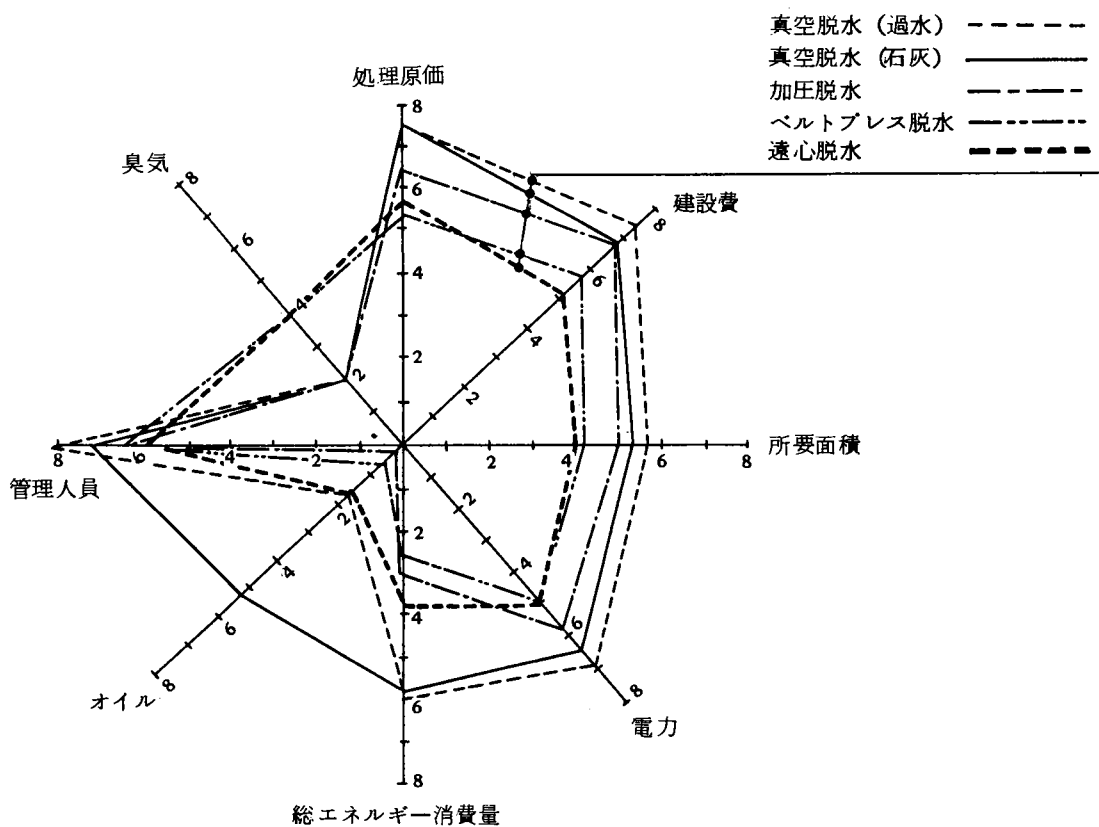


図 4-4-7 脱水法別の消化方式システムの比較 (遠心濃縮 case 4)

は遠心脱水と同程度である。加圧脱水は臭気およびオイルで優れており、真空脱水は臭気で優れている。従って、遠心またはベルトプレス脱水方式が不利となる臭気因子に重み付けを行なったとしても、相対的に両方式が優れていると判断できる。

大阪市では、総合的にシステムの最適性を評価する際、汚泥処理の経費、住居地に隣接する処理場の立地条件、省エネルギーおよび省力化に特に配慮している。従って、評価因子の中で処理原価、臭気、総エネルギー消費量および管理人員の4つの因子を重視すれば、初沈汚泥は重力濃縮、余剰汚泥は重力濃縮後遠心濃縮し、得られた高濃度の汚泥を消化し、遠心またはベルトプレスで脱水後焼却するシステムが、総合的に優れていると判断できる。

第5節 汚泥性状のシステム評価因子に与える影響

第1編第1章の図1-1は、重力濃縮槽の抜取混合汚泥（初沈＋余剰汚泥）の有機物含有率（VTS%）と汚泥濃度の経年変化を示したものであった。

この図の原データを用いて、有機物含有率（ x ）と濃縮槽の抜取混合汚泥濃度（ y ）との相関を回帰分析により調べると、図4-5-1に示したように両者の間に高度に有意な相関がみられ、有機物含有率が汚泥濃度に与える変化割合は、

$$\frac{\Delta y}{\Delta x} = -0.0763 \dots \dots \dots (4.11)$$

となる。

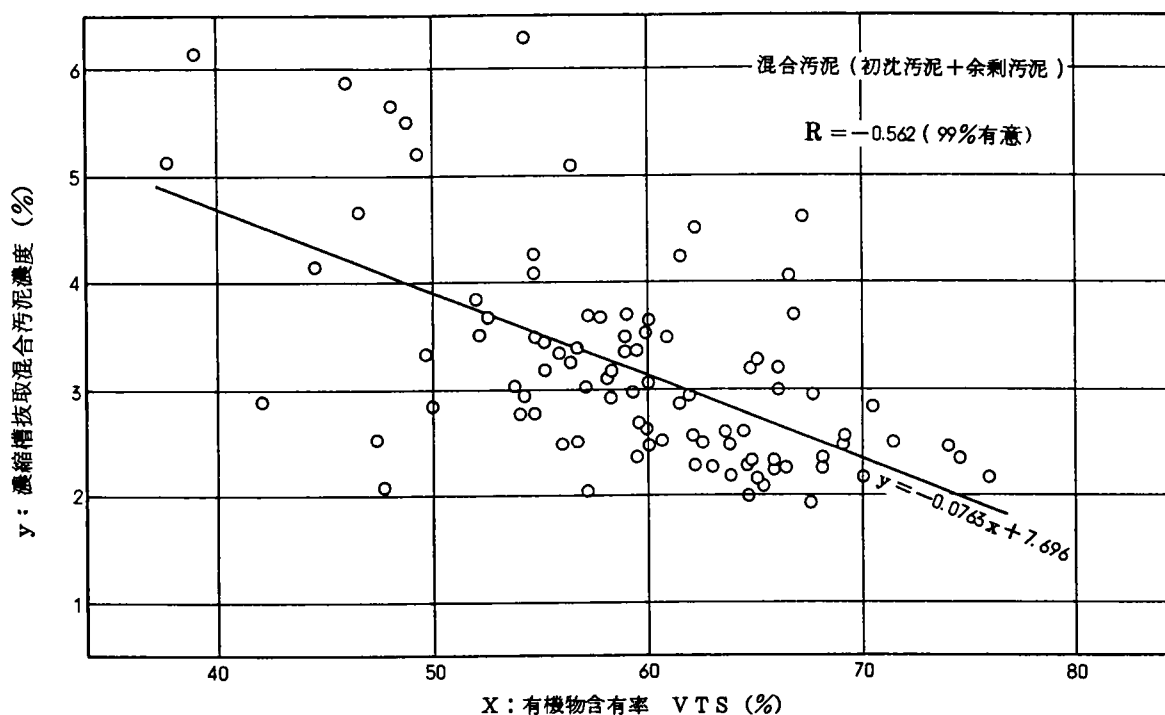


図4-5-1 有機物含有率と濃縮槽抜取混合汚泥濃度の関係

有機物含有率、汚泥濃度といった汚泥性状の変化はシステムに大きな影響を与え、モデルの評価因子はこの性状変化により各々変動し、これまでの汚泥性状を固定してもとめられた相互の関係も異なってくるものと予想されることから、ここでは、各汚泥の有機物含有率と濃度の関係について、次に示す(1)、(2)、(3)の条件を与え、将来の汚泥性状の変化がシステム評価因子に与える影響を考察した。

(1) 余剰汚泥

表 4-5-1 に示すように、有機物含有率が過去 10 年間ほとんど一定であることから有機物含有率は $x=75\%$ とし、重力濃縮槽の抜取汚泥濃度については、第 4 章までに用いてきたモデルと同じ値、すなわち、濃度 $y=1.5\%$ の一定値とする。

表 4-5-1 余剰汚泥の有機物含有率経年変化

										(%)
年度 处理場	5 1	5 2	5 3	5 4	5 5	5 6	5 7	5 8	5 9	
今 福	7 8	7 9	7 5	7 6	7 7	7 7	7 6	7 7	7 7	
十 八 条	7 5	7 0	6 9	7 0	7 3	7 3	7 4	7 4	7 5	

(2) 混合汚泥

有機物含有率が汚泥濃度に与える変化の割合は式 (4.11) の

$$\frac{\Delta y}{\Delta x} = -0.0763$$

を使い、モデルで用いた有機物含有率 $x=70\%$ にて濃度 $y=3\%$ の座標を通るものとする、有機物含有率 x と濃度 y の関係は

$$(y-3) = -0.0763(x-70) \dots\dots\dots (4.12)$$

となる。但し、混合汚泥の有機物含有率 x は、初沈汚泥と余剰汚泥の固形物量比が 1:1 であることから、余剰汚泥の有機物含有率の一定の値 75% と変数である初沈汚泥の有機物含有率との相加平均値となる。

(3) 初沈汚泥

余剰汚泥の有機物含有率が過去 10 年間ほぼ一定であるにもかかわらず、混合汚泥のそれが変化していることから、初沈汚泥の有機物含有率が変化しているものと推定できる。

初沈汚泥の重力濃縮槽汚泥濃度に与える有機物含有率の影響度は、混合汚泥について求めた関係式 (4.11) と同様とし、

$$\frac{\Delta y}{\Delta x} = -0.0763$$

とする。但し、モデルで使用した値、有機物含有率 $x=65\%$ にて、濃度 $y=4\%$ の座標を通るものとする、有機物含有率 x と濃度 y の関係は

$$(y-4) = -0.0763(x-65) \dots\dots\dots (4.13)$$

となる。

以上の(1)、(2)、(3)の条件に基づき、初沈汚泥の有機物含有率を50、60、70、80%に変化させ、評価因子の中から建設費、処理原価および総エネルギー消費量の因子を選び、汚泥性状の変化がこれらの3因子へ与える影響を考察した。

なお、対象とするシステムは次の4種を選び、脱水法は遠心脱水とした。

- (1) 重力濃縮法 (case 1) ~ 消化方式
- (2) 遠心濃縮法 (case 4) ~ 消化方式
- (3) 重力濃縮法 (case 1) ~ 生方式
- (4) 遠心濃縮法 (case 4) ~ 生方式

建設費については図4-5-2に、処理原価については図4-5-3に、総エネルギー消費量については図4-5-4に示した。各図の横軸は初沈汚泥の有機物含有率である。

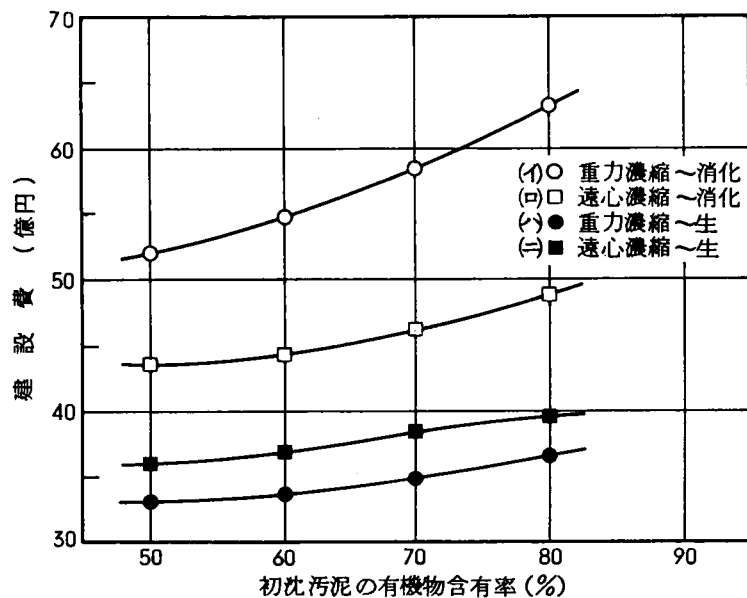


図4-5-2 有機物含有率と建設費

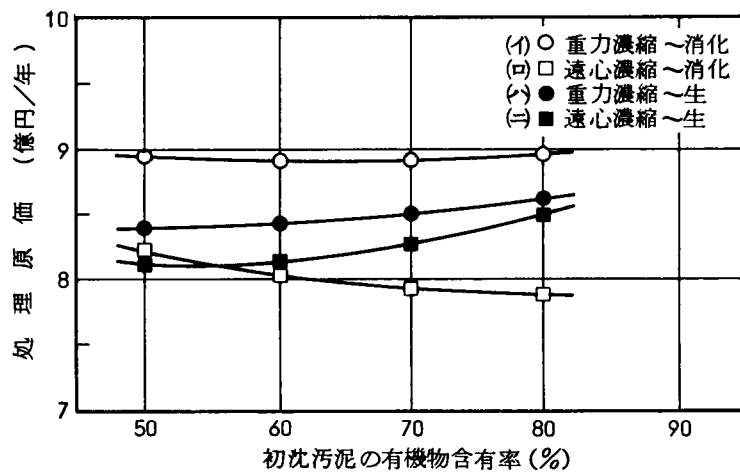


図4-5-3 有機物含有率と処理原価

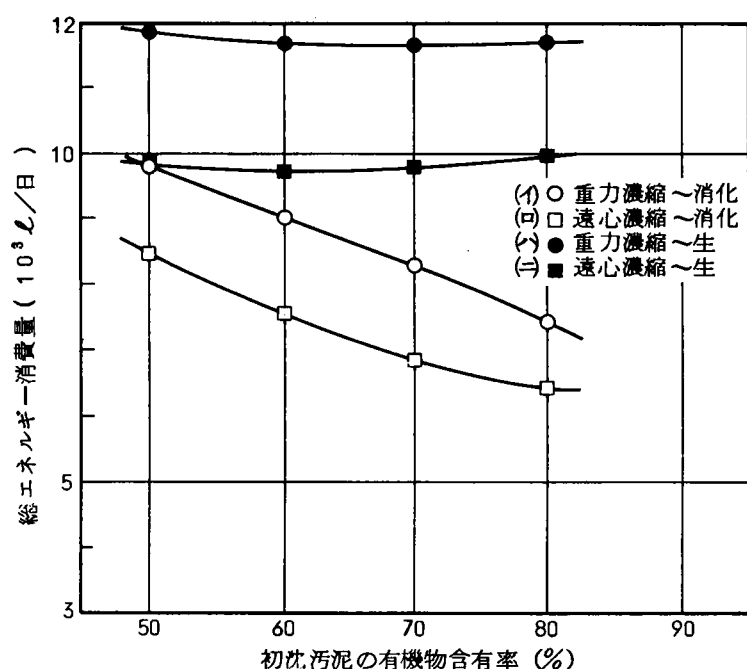


図 4-5-4 有機物含有率と総エネルギー消費量

建設費は有機物含有率の増大に伴い生方式、消化方式ともに高くなる。

これは有機物含有率の増大に伴い汚泥濃度の低下がみられ、濃縮プロセス以降の消化槽の施設増と脱水機能の低下による脱水施設増とがみられるためである。

生方式(1)、(2)では消化槽を用いていないため、有機物含有率の増大による建設費の増加への影響が消化方式(3)、(4)に比べ少ない。

消化方式では有機物含有率が増大すれば、有機物減少率が式(4.1)に従って大きくなり、脱水すべき汚泥量が減じ脱水および焼却施設の建設費の減少が予測されたが、有機物含有率の増大に伴う濃度低下による施設増が大きく、その結果、逆に建設費の増大を招いていることがわかった。

消化方式では遠心濃縮を導入しているシステム(4)は、重力濃縮だけのシステム(1)より常に建設費は安く、有機物含有率の増大に伴う建設費増加割合も生方式の(1)、(2)とほぼ類似した低いものとなっており機械濃縮導入の効果が表われている。しかし、生方式においてはシステム(2)のように遠心濃縮を導入しても、重力濃縮だけのシステム(1)に比べ建設費の抑制効果を表わすことができないことがわかる。

処理原価については、有機物含有率の増大に伴って消化方式では減少もしくは平衡の傾向を示すが、生方式では逆に増加する傾向を示す。これは消化方式では施設増による人件費と電力費の増大がみられるものの、消化プロセスにより脱水すべき汚泥量が減少するとともに消化ガスが多く生産できるため、脱水用薬品の使用量の減少ならびに焼却炉の燃料費を抑制でき、この結果、現場管理費を大巾に節減できるからである。他方、生方

式では、消化方式でみられた様な脱水用薬品と燃料費の節減が余り大きく表われないため、これらが人件費や電力費の経費増を打消すことができず、処理原価を高めている。

処理原価に対する遠心濃縮の導入効果は生・消化の両方式で(ロ)、(ニ)が示すようによく表われている。特に、消化方式では有機物含有率の増大に伴い遠心濃縮システム(ロ)の処理原価が安くなる傾向を示し、重力濃縮のシステム(イ)との差が大きくなり機械濃縮の導入効果が大きく表われている。しかし、生方式では有機物含有率の増大に伴いシステム(ニ)の処理原価は(イ)の処理原価に接近する傾向にあり、機械濃縮導入の効果は小さいことがわかる。

総エネルギー消費量についてみると、有機物含有率の増大に伴って消化方式の(イ)、(ロ)では減少傾向を示し、生方式の(イ)、(ニ)ではあまり変わらない。

有機物含有率の増加に伴って汚泥濃度が低下し、施設容量が大きくなり、電力消費量が増大する傾向がシステム(イ)、(ロ)、(イ)、(ニ)に共通してあらわれる。しかし、有機物含有率が脱水用薬品の使用量および焼却炉の補助燃料に係るエネルギー消費量に与える影響は、各システム間で異なっている。消化システム(イ)、(ロ)では前述の処理原価と同様で、脱水用の薬品量と系外から購入する焼却炉の補助燃料の削減が大きく表われているため、総エネルギー消費量の減少傾向が強く表われ、生方式(イ)、(ニ)ではこの薬品と燃料の削減が小さく、総エネルギー消費量の減少傾向が表われにくい。

遠心濃縮の導入効果についてみると、消化・生方式に関係なく脱水機に供給される汚泥濃度が上がり脱水ケーキの含水率の低下がみられ、焼却炉における油使用量が節減される。この結果、図4-5-4の有機物含有率の領域で機械濃縮の導入効果が表われている。

遠心脱水方式を例にとり、初沈汚泥中の有機物含有率の変化が建設費、処理原価および総エネルギー消費量の各因子に与える影響をみてきたが、その結果、将来予想される有機物含有率の増大に対し、消化方式は生方式に比べ建設費については劣るものの総エネルギー消費量で優れていることが予測でき、処理原価についても、機械濃縮を導入すれば生方式より優れることが予測できる。以上のことから、消化方式に遠心濃縮を導入したシステム(ロ)は、汚泥性状が変化しても他のシステムに比べ建設費、処理原価、総エネルギー消費量において優れていることが予測できた。

結言

汚泥処理規模 30 ton DS/日のモデルを使い、消化方式と生方式、濃縮法、脱水法の組合せから 40 種の異なったシステムを選び、汚泥処理システム評価を行なった。

その評価に際し、処理原価（起債利子＋減価償却費＋現場管理費）、各種エネルギー消費量、管理人員、所要面積および臭気等を評価因子として選んだ。ここで各種エネルギーの消費実態を総合的に把握するため、オイル、電力および薬品を消費オイル量で換算した総エネルギー消費量という新しい評価因子も導入した。

消化方式では、汚泥中の有機物を消化プロセスで減じることが可能なため、それ以降の脱水・焼却プロセスでの施設容量の増大抑制、管理運営面における脱水用薬品量の削減、エネルギー価値のある汚泥中の有機物の消化ガス転換による購入オイル量削減等が可能であるという利点を明らかにした。また、今日、処理場が周辺環境に与える臭気問題が深刻化している中で、消化汚泥は生汚泥に比べ臭気濃度が約 $\frac{1}{2} \sim \frac{1}{7}$ と小さいため臭気対策が容易になることを指摘した。各評価因子を考察した結果、消化方式は生方式に比べ、オイル、総エネルギー消費量および臭気の評価因子で優れ、初期投資的要素の大きな建設費と所要面積の評価因子において劣り、処理原価（起債利子＋減価償却費＋現場管理費）の評価因子では両方式は同等であることが明らかになった。

しかし、消化方式において濃縮プロセスへの機械濃縮、なかでも case 4 の方式による遠心濃縮法の導入は各評価因子の改善に大きく寄与し、また、生方式と比べ劣るとされる建設費や所要面積の評価因子を生方式の評価値に大幅に近づけることが可能であることが分った。

脱水プロセスにおいては、ケーキ含水率が焼却の補助燃料に関係してオイルに、薬品の種類と使用量が臭気の強弱および総エネルギー消費量に、さらに脱水機 1 台当りの処理容量が管理人員に大きな影響を与えていることを明らかにし、これらのことから脱水法を総合的に評価すると、遠心またはベルトプレス脱水法が優れていると判断できた。

システムの評価因子は、自治体を取り巻く社会情勢や周辺環境により各々の重みは異なる。大阪市では総合的にシステムの最適性を評価する際、用地については概ね既得の敷地内で整備が可能なので、評価因子の中で処理原価、臭気および総エネルギー消費量の 3 つの因子を重視した結果、初沈汚泥は重力濃縮、余剰汚泥は重力濃縮後遠心濃縮し、高濃度の汚泥を消化し、そして遠心またはベルトプレスで脱水後焼却するシステムを最も高く評価できる。

将来の汚泥性状の変化、すなわち、汚泥の有機物含有率の増大に伴う汚泥濃度の低下を考えたとき、システムの評価はこれまで求めた結果と異なるものとなる。本研究では、有機物含有率と汚泥濃度を関連させることを試み、これまでに求めた評価因子にどのような影響を与えるかを考察した。この結果、遠心濃縮～消化システム（case 4）は、汚泥濃度を

高く維持でき、消化による汚泥の減量効果が大きいと同時に、汚泥中の有機物のもつエネルギーを消化ガスとして益々多量に有効利用できる点で、他のシステムより有利になることがわかった。

参考文献

- 1) 平岡 正勝 等 「汚泥処理問題のエネルギー的考察」 汚泥研究年報 pp.101～120, 1981
- 2) 平岡 正勝 等 「下水汚泥の処理処分のエネルギー的評価」 汚泥研究年報 pp.17～33, 1983
- 3) J.B.Farrell et al. 「Handbook:Estimating Sludge Management Costs」 USEPA 625/ 6-85/ 010 October, 1985
- 4) 油谷 昭夫 「下水処理場で使用するエネルギーと最終汚泥量についての調査報告」 大阪市下水道局下水道技術報告集 No. 3, pp.45～51, 昭和56年3月
- 5) 高柳 枝直 等 「モデル計算による脱水方法の比較検討」 月刊下水道 Vol. 5, No. 10, p.58, 1982
- 6) 高柳 枝直 等 「汚泥処理処分に關する基礎調査」 大阪市下水道局下水道技術報告集 No. 4, pp.380～427, 昭和57年3月
- 7) 松永 一成 等 「汚泥処理の問題点とその対策 その1 濃縮」 水処理技術 Vol. 26, No. 11, pp.15～28, 1985
- 8) 松永 一成 等 「汚泥処理の問題点とその対策 その1 濃縮(続)」 水処理技術 Vol. 26, No. 12, pp.11～23, 1985
- 9) 松永 一成 等 「汚泥処理の問題点とその対策 その2 嫌気性消化」 水処理技術 Vol. 27, No. 1, pp.27～43, 1986
- 10) 松永 一成 等 「汚泥処理の問題点とその対策 その2 嫌気性消化(Ⅱ)」 水処理技術 Vol. 27, No. 2, pp.1～12, 1986
- 11) 松永 一成 等 「汚泥処理の問題点とその対策 その2 嫌気性消化(Ⅲ)」 水処理技術 Vol. 27, No. 3, pp.19～34, 1986
- 12) 日本銀行統計局 「物価指数年報」 昭和52年～昭和59年
- 13) 大阪市下水道局 「昭和59年度下水道事業決算書」
- 14) 楠本 光秀 「下水処理場で使用する薬品等のエネルギー原単位」 大阪市下水道局下水道技術報告集 No. 3, pp.33～44, 昭和56年3月

結論

近年、汚泥は有機物含有率の増加等により重力濃縮プロセスにおける沈降圧密性が悪化傾向を示しており、汚泥処理システムに大きな影響を与えている。本研究は、多様化する汚泥処理システムの選択肢の中から、この問題を最も効率的に改善するシステムを見いだすことを目的とした。

まず、汚泥処理の現状把握から始め、実運転データを解析することにより問題点を明確にしたのち、濃縮および嫌気性消化プロセスの改善方法を中心に実験室および実施設で調査した。そこから得られたユニットプロセスごとの情報をもとに、システムとして総合的に評価する手法で最適システムを見いだした。

第1編では、大阪市の汚泥処理の現状を分析し、濃縮槽が過負荷でないにもかかわらず汚泥中の有機物含有率の増大等により汚泥の沈降濃縮性が悪化し、その結果、消化、脱水および焼却プロセスの効率に、また、そこから発生する多量の場合内返流固形物負荷が水処理効率にも悪影響を及ぼしているという悪循環の現象を把握した。

第2編では、汚泥処理プロセスごとに処理効果に影響を及ぼしている操作因子について過去3カ年のデータを基に統計解析手法を用いて分析した。その結果、本市の設計基準である濃縮汚泥濃度3%を得るには、投入汚泥濃度 $6,000\text{ mg/l}$ 以下、固形物負荷 $70\text{ kg/m}^2\text{日}$ 以下で運転することが必要であり、また、多変量解析の結果、重力濃縮効果には投入汚泥濃度の影響が最も大きく、次いで水温、有機物含有率の順序であることがわかった。

嫌気性消化プロセスにおいては、本市の有機物減少率は35%と他都市より低い値であったが、この理由は、消化日数が短いこと、有機物含有率が低いことによるもので、一方、多変量解析の結果、有機物減少率は有機物含有率に、ガス発生率は消化日数に最も大きく影響されることがわかった。

脱水ケーキの焼却時に必要な補助燃料の算定式は非常に複雑で使いにくいものであるが、ケーキ中の含水率、有機物含有率および燃焼空気比をパラメータとして、炉の補助燃料消費量の推定に役立つ簡易式を提示した。また、脱水および焼却における評価指標として正味含水比が有効であることを明らかにした。

第3編では、高濃度消化法の導入に必要な濃縮および消化プロセスに関する実験を、室内実験およびパイロットプラントならびに実規模施設を用いて行なった。その結果、重力濃縮では適切な汚泥管理を行なっても3%濃度の汚泥を得るのが限度であり、高濃度汚泥を効率的に得るためには、初沈汚泥は重力濃縮し、一方、余剰汚泥は重力濃縮したあと遠心濃縮法により、約5%まで濃縮する方法が最適であると考えられた。

嫌気性消化法の実験から、消化日数は汚泥性状や発生汚泥量の季節変化も考慮して20日程度が必要であり、また、高濃度消化の場合、消化汚泥濃度が高いため沈降濃縮の効果が少なく2次消化槽は不必要と判断され、その高濃度消化汚泥を洗浄しても汚泥濃度がむ

しる低下するため、汚泥洗浄を必要としない高分子凝集剤を用いる脱水方式が高濃度消化法には適していると判断した。本プロセスの有機物負荷は、 2.5 kg/m^3 日まで増加させても従来法と同様の消化効率ならびに消化汚泥の脱水性が得られた。

第4編では、高濃度消化法を組み込んだ汚泥処理システムについて検討した。その評価にあたって、対象規模は処理汚泥乾固形物30 ton DS/日とし、濃縮・消化・脱水の各種の組み合わせにより40種類の汚泥処理システムを選び、各々の建設費、処理原価、所要面積、管理人員、臭気および総エネルギー消費量などの観点から最適性を総合的に評価した。その結果、前述の高濃度消化法にベルトプレスまたは遠心脱水を組み合わせた汚泥処理システムが、将来の汚泥性状の変動を考慮に入れても、処理原価、臭気、総エネルギー消費量等の評価因子を重視すると、大阪市の実情に最も適していると評価できた。

大阪市では、この結果を既に大野、津守、平野の各処理場で下水道事業計画に取り入れ、その中でも、大野処理場では汚泥処理施設の整備事業の一環として、現在、消化槽を増設し、一方、余剰汚泥用濃縮槽と遠心濃縮機室を新設中である。これらの施設は昭和63年度から稼働の予定で、水処理能力に換算して約500,000 m^3 /日の規模となる。引続いて、他の処理場でも、順次、この方式を採用する予定である。遠心脱水とベルトプレス脱水の採否については、現在のところ臭気対策の容易さから前者を採用することとしている。

有機物含有率の増加とともに脱水ケーキの含水率が高くなる傾向にあるが、焼却時に多量の補助エネルギーが必要となるため、低含水率のケーキを得るための脱水機の開発、焼却炉廃熱を利用した汚泥の予備乾燥や消化ガス発電の導入など、省エネルギー対策をより一層促進させ、高濃度消化を取り入れた汚泥処理システムをより高効率なものにしていかなければならない。

謝辞

本研究は大阪市において汚泥処理工程の改善についてここ10年近くの間種々調査研究してきた成果を纏め、システム解析により最適なシステムを求めたものであり、現在この結果に基づき実施施設の整備拡充を行っております。

論文作成にあたっては、京都大学名誉教授 岩井 重久博士、大阪市助役 近藤 和夫博士からお奨め頂き、京都大学工学部衛生工学教室 平岡 正勝博士、同 宗宮 功博士、同 寺島 泰博士から御懇切な御指導・御校閲を賜わり完成したものであります。ここに厚く御礼を申し上げます。

作成作業にあたっては大阪市下水道局の職員の方々に非常な御苦勞を煩わしましたが、中でも第1編・第2編については建設部計画課計画課長代理 内田 信一郎氏、同部機械課第2機械係 楠本 光秀氏、管理部水質規制課管理係長 福智 真和氏、第3編については上記、内田氏、楠本氏、さらに建設部計画課調査係長 山口 登氏、同部同課主査 安部 喬氏、管理部水質規制課主査 嶋岡 忠敬氏、日本下水道事業団大阪支社設計1課副参事 高柳 枝直氏、第4編については管理部十八条下水処理場副場長 油谷 昭夫氏、上記、楠本氏、文献の収集、図表の作成・整理等については大阪市下水道技術協会技術部技術第1課長代理 橋本 隆氏、建設部計画課調査係 樽谷 隆雄氏、日出山 勲氏、同 吉住 勝志氏の諸氏にお力添えを頂きました。心から御礼申し上げます。